

TRAITEMENTS DES EAUX USÉES D'ABATTOIRS

par

Richard Poudrier

essai présenté à la Faculté des Sciences en vue
de l'obtention du grade de Maître en Environnement (M.Env.)

FACULTÉ DES SCIENCES
UNIVERSITÉ DE SHERBROOKE

Sherbrooke, Québec, Canada, Septembre 1996.

SOMMAIRE

Ce travail bibliographique vise à fournir de l'information à quiconque désirerait se lancer dans l'élaboration d'un schéma de traitement des eaux usées d'abattoirs. La réglementation québécoise dans ce domaine y est présentée ainsi que plusieurs traitements, avec une attention particulière sur le traitement physico-chimique à cause de son utilisation répandue et sur les traitements biologiques vu leur grande efficacité. On y fait ensuite un parallèle entre les schémas de traitement proposés par cet ouvrage et la réalité déjà existante au Québec.

À la lumière des informations recueillies, on peut proposer différents schémas de traitement, selon le type d'abattoir. Tout d'abord, leur schéma de traitement doit comprendre les traitements physiques de dessablage, de tamisage et de dégraissage. Cette dernière étape doit être faite par un traitement physico-chimique. Dans le cas des petits et moyens abattoirs qui rejettent leurs eaux usées dans un cours d'eau, le Réacteur Séquentiel Biologique (RSB) est le meilleur choix de traitement. Dans le cas d'un plus gros abattoir dans la même situation, le réacteur à lit fluidisé en mode aérobie pourrait représenter un bon choix. Les abattoirs qui rejettent leurs eaux usées dans les égouts municipaux vers une usine d'épuration peuvent rencontrer les normes suite à un traitement physico-chimique. Advenant l'imposition de normes plus sévères, il suffirait d'ajouter un traitement biologique, aérobie de préférence.

Il est juste de dire qu'au Québec, de bons choix ont été faits par le passé, car ce sont ces traitements qui ont été préconisés lors de la mise sur pied des différents schémas de traitements dans les abattoirs de la province.

REMERCIEMENTS

Je tiens tout d'abord à remercier monsieur J. Peter Jones, Ph.D., ing. pour ses conseils et pour avoir accepté de remplacer à pied levé monsieur Pierre F. Vidal, Ph. D., ing. pour la correction de mon essai.

Je tiens aussi à remercier la Faculté des Sciences Appliquées, la Faculté des Sciences et tout particulièrement la direction de la Maîtrise en Environnement pour son appui dans mon dossier.

Merci à mon père, ma mère et ma soeur qui ont su, consciemment ou inconsciemment, m'inculquer le goût des études et du dépassement personnel.

Finalement, merci à ma conjointe, Martine, qui a su m'appuyer, m'épauler et m'endurer dans tout ce que représente la rédaction d'un essai près de la date limite.

TABLE DES MATIÈRES

SOMMAIRE	ii
REMERCIEMENTS	iii
TABLE DES MATIÈRES	iv
LISTE DES TABLEAUX	vi
LISTE DES FIGURES	vii
INTRODUCTION	1
CHAPITRE 1- LES EAUX USÉES D'ABATTOIRS	2
CHAPITRE 2- LES TRAITEMENTS PHYSIQUES	8
2.1 Le dessablage	8
2.2 Le tamisage	8
2.3 Le dégraissage	9
2.4 La Flottation par Air Dissout (FAD) et la sédimentation	10
CHAPITRE 3- LE TRAITEMENT PHYSICO-CHIMIQUE	12
3.1 La coagulation.	13
3.2 La floculation.	16
3.3 La flottation.	17
3.4 La sédimentation.	18

3.5 Avantages et inconvénients du traitement.	20
3.6 Performances du traitement face aux eaux usées d'abattoirs.	21
CHAPITRE 4- LES TRAITEMENTS BIOLOGIQUES	25
4.1 Les traitements anaérobies.	25
4.1.1 Digestion à lit de boues.	29
4.1.2 Réacteur anaérobie à chicanes.	33
4.1.3 Le contact anaérobie	35
4.2 Les traitements aérobies	38
4.2.1 Le Réacteur Séquentiel Biologique (RSB)	40
4.2.2 Les Disques Biologiques Rotatifs (DBR)	44
4.2.3 Le traitement par boues activées	47
4.3 Réacteur à lit fluidisé	53
4.4 Les lagunes	55
4.4.1 Lagunes anaérobies	55
4.4.2 Lagunes aérobies	57
4.4.3 Lagunes aérées	57
4.4.4 Lagunes à aération prolongée	59
4.4.5 Grandeur et localisation	60
4.5 Le traitement par les plantes aquatiques.	61
CONCLUSION	63
BIBLIOGRAPHIE	64

LISTE DES TABLEAUX

1.1	Caractéristiques moyennes des eaux usées d'abattoir.	4
3.1	Degré d'enlèvement de certains polluants par différents traitements physico-chimiques.	22
4.1	Performances du RSB situé chez "Les Abattoirs Billette Inc." à St-Louis de Gonzague, Québec, à une température de 0 °C.	42
4.2	Performances (% d'enlèvement) du traitement par boues activées à trois θ_c différents.	51
4.3	Performances (% d'enlèvement) du traitement par boues activées opéré en mode continu et intermittent.	52
4.4	Performances d'un lagune aérée traitant des eaux usées préalablement traitées par une lagune anaérobie.	59
4.5	Performances de la lagune à aération prolongée.	60
4.6	Performances (% d'enlèvement) de l'azote total et du phosphore total par trois plantes aquatiques émergentes différentes.	61

LISTE DES FIGURES

1.1	Schéma type de production d'un abattoir.	2
3.1	Schéma de traitement physico-chimique de l'abattoir d'Olymel Société en Commandite situé à Princeville, Québec.	12
3.2	Particule colloïdale et sa double couche.	14
4.1	Schéma de la fermentation anaérobie.	26
4.2	Réacteur anaérobie à chicanes.	34
4.3	Schéma d'un traitement par boues activées.	48

INTRODUCTION

L'industrie agro-alimentaire est un secteur important de l'économie québécoise et son impact sur la qualité de l'environnement n'est plus à questionner. Les abattoirs font partie intégrante de cette industrie et produisent des eaux usées très polluées. Il est impératif de modifier la qualité de ces eaux usées afin de préserver l'environnement.

Ce travail vise à présenter le fonctionnement d'un abattoir type, les sources des eaux usées ainsi que leurs caractéristiques générales. Sera ensuite dressée la situation sommaire au Québec en ce qui a trait à la réglementation de ce type de rejet.

Plusieurs traitements appliqués à ces eaux usées, soit en usine, en usine pilote ou en laboratoire seront ensuite présentés ainsi que leur efficacité face à cet effluent, dans le but de dégager un schéma de traitement type. Après avoir dégagé ce schéma, il sera ensuite possible de comparer avec ce qui a été favorisé par le gouvernement du Québec.

Ce travail a aussi pour but de faire ressortir les étapes essentielles à suivre lors de l'implantation d'un système de traitement des eaux usées d'abattoirs.

Les données rapportées proviennent d'une recherche bibliographique, mises à part les données sur l'abattoir d'Olymel Société en Commandite situé à Princeville, Québec, qui elles, proviennent de mon expérience personnelle lors d'un stage effectué au niveau du traitement des eaux usées dans cette usine.

CHAPITRE 1

LES EAUX USÉES D'ABATTOIRS

Les eaux usées d'abattoirs sont parmi les plus concentrées de l'industrie alimentaire (RÉCZEY, 1984). Elles proviennent essentiellement de toutes les parties de l'usine, représentant chacune une étape du procédé de production. La figure 1.1 démontre le schéma de production d'un abattoir type.

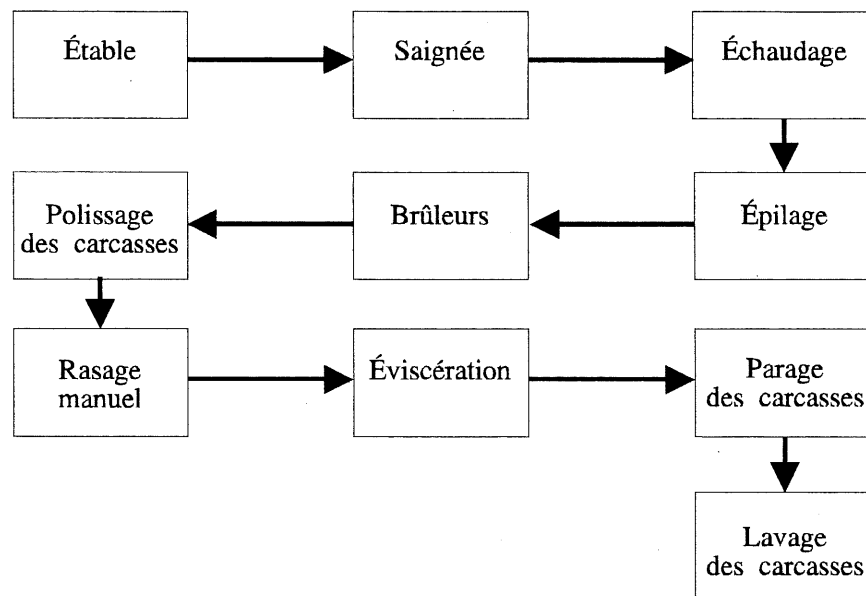


Figure 1.1 Schéma type de production d'un abattoir. Tiré du procédé de production de l'abattoir de porcs d'Olymel Société en Commandite, situé à Princeville, Québec.

Certains abattoirs possèdent aussi une salle de découpe des carcasses et dans le cas du boeuf, une étape s'ajoute à l'abattage, soit l'enlèvement de la peau. Dans un abattoir, l'eau sert principalement au lavage (COOPER et RUSSEL, 1982), on entend par là le lavage des carcasses par des douches ainsi que la sanitation, qui comprend le lavage de tous les équipements, murs, planchers et aires de travail. Lors du lavage des équipements et des lieux de production, différents types de produits nettoyants sont utilisés. Il y a les détergents alcalins, les acides et les produits enzymatiques. Ces trois types de produits sont utilisés en alternance de jour en jour pour assurer une bonne désinfection des lieux, mais ceci entraîne des variations de la qualité des eaux usées (entre autres le pH) d'une journée à l'autre. L'eau représente donc le médium de transport pour les matières indésirables, permettant ainsi de garder un bon degré de salubrité à toutes les étapes de la production. Le sang (protéines) et les matières grasses (huiles et graisses) sont les principaux polluants des eaux usées d'abattoirs. Il est donc primordial de diminuer leur présence avant de traiter l'eau, ce que les abattoirs modernes font normalement (ZEEVALKINK, 1984). Le sang peut être récupéré pour d'autres utilisations (farine de sang par exemple) avant de le mélanger avec l'eau. Le gras peut être capté par des dégraisseurs classiques (ex.: trappes à gras). Toutefois, malgré ces dispositifs, l'eau usée contient quand même de ces polluants et est nocive pour l'environnement aquatique, quoi que pas directement toxique (DART, 1974). Sa charge organique favorise la croissance des microorganismes déjà présents dans le milieu aquatique, amenant ainsi une baisse de l'oxygène dissout, ce dernier étant utilisé pour oxyder les matières organiques, et la qualité de l'eau s'en trouve détériorée. Les matières en suspension présentes peuvent aussi se déposer au fond des cours d'eau et favoriser la formation d'une couche de boues anaérobies (DART, 1974), tandis que les huiles et graisses peuvent former une couche à la surface de l'eau (DART, 1974). Certains paramètres sont utilisés pour caractériser la qualité des eaux usées d'abattoirs. Leurs valeurs moyennes sont présentées au tableau 1.1:

Tableau 1.1: Caractéristiques moyennes des eaux usées d'abattoirs.

Paramètre	Concentration (mg/L)
Demande Biochimique en Oxygène sur 5 jours (DBO_5)	250 - 4000
Demande Chimique en Oxygène totale (DCO_{total})	430 - 3000
$DCO_{soluble}$	340 - 680
Azote total (NTK (Kjeldhal))	23 - 1500
Azote ammoniacal (NH_3-N)	5 - 50
Huiles et graisses (H et G)	100 - 928
Phosphore total	10 - 16
Matières En Suspension (MES)	200 - 1200
Solides totaux	700 - 3000
Solides volatils	415 - 3000

Tiré de (ANONYME, 1985; CATRY et OGER, 1984; COOPER et RUSSEL, 1982; HARRISON et coll., 1991; SASTRY et MOHANRAO, 1963; TOLDRÁ et coll., 1987).

Ces larges plages de valeurs recueillies dans plusieurs références donnent une idée de grandeur en ce qui a trait à chaque paramètre. Toutefois, il ne faut pas les prendre comme des valeurs nécessairement admissibles pour tous les abattoirs. En effet, la qualité des eaux usées varie beaucoup d'un abattoir à l'autre. Le type et le nombre d'animaux abattus, la quantité d'eau utilisée pour chaque animal ainsi que l'efficacité de la récupération du sang et du gras ne sont que quelques facteurs qui contribuent à la variation de la quantité et de la qualité de l'eau usée entre les abattoirs (COOPER et RUSSEL, 1982; DART, 1974). Vu cette grande variation, il est impératif de bien caractériser l'eau usée que l'on veut traiter, pour pouvoir bien choisir le traitement, le dimensionner et en estimer les coûts (WITHEROW, 1976; ZEEVALKINK, 1984). Pour

ce faire, une stratégie d'échantillonnage devrait être mise sur pied pour obtenir le plus de renseignements possible. Les données recueillies devraient non seulement représenter les valeurs moyennes d'une journée normale d'abattage en ce qui a trait au débit et aux différents paramètres indicateurs de la pollution, mais aussi, quantifier les pointes et les creux du débit d'eau et de la charge organique. En effet, vu le fonctionnement intermittent d'un abattoir (environ 8 heures par jour, 5 jours par semaine), il se présente des pointes de consommation d'eau et de charge organique, par exemple, lors de début du lavage à la fin de l'abattage. La nuit, tant le débit que la charge organique deviennent faibles. Il ne faut donc pas se fier seulement à des échantillons regroupés recueillis sur 24 heures. Même si les échantillons ponctuels ne semblent donner que rarement des informations valables (DART, 1974), ils ont leur place quand vient le temps de quantifier les chocs de charge pouvant perturber le système de traitement.

Pour procéder à un bon échantillonnage, il faut tout d'abord utiliser un débit-mètre, pour pouvoir corréler les résultats des analyses avec le débit d'eau (DART, 1974). Des échantillons échelonnés sur 24 heures pendant une période de 5 jours devraient être amassés. Des échantillons ponctuels à divers moments de la journée lors des pointes et des creux, soit du débit ou de la charge organique, seront très utiles pour prévoir les variations journalières, permettant ainsi d'optimiser le système de traitement. Ceci s'avère particulièrement vrai pour le traitement physico-chimique par coagulation-floculation (s'il n'y a pas de bassin de rétention).

Vu la charge polluante de ces eaux usées (voir tableau 1.1), il est primordial de prendre des moyens pour les traiter. Au Québec, il n'y a actuellement pas de règlement régissant ce type de rejet. Il n'y a donc pas de normes très uniformes. Seuls certains articles de la loi sur la qualité de l'environnement peuvent donc servir à coincer les pollueurs. Les abattoirs sont tenus de traiter leurs eaux usées jusqu'à une certaine qualité en vertu de

cette loi. Le degré de traitement est déterminé en premier lieu par la destination des eaux usées. Il y a deux grandes destinations: un cours d'eau (rivière, ruisseau) et les égouts (vers une usine d'épuration municipale). Pour ce qui est du cas des rejets dans un cours d'eau, le Ministère de l'Environnement du Québec (MENVIQ) demande le respect des normes suivantes: phosphore (1 mg/L), DBO₅ (30 mg/L) et MES (30 mg/L). Toutefois, chaque dossier est traité individuellement et des données sur les caractéristiques hydrauliques du cours d'eau récepteur sont amassées permettant ainsi de mieux déterminer sa capacité dépolluante et fixer une norme de rejet plus précise.

Si les eaux usées sont rejetées vers une usine d'épuration municipale, les normes de rejet permises à l'abattoir seront fixées par une entente avec la municipalité. Les municipalités, dans le cadre du projet d'assainissement des eaux, peuvent adopter des règlements au niveau des normes de rejet, leur permettant ainsi de respecter la capacité de leur usine d'épuration. Elles doivent donc veiller à ce que les normes soient rencontrées par les abattoirs. Normalement les normes régissent les paramètres suivants: pH (entre 5,5 et 9,5), température, phosphore (norme provinciale de 1 mg/L), H et G (150 mg/L pour les graisses animales et végétales), MES et DBO₅. La norme limite en DBO₅ est exprimée en kg/jour rejetés. Il importe donc de connaître la concentration moyenne des eaux usées ainsi que la consommation d'eau de l'abattoir (débit et volume journalier). On exige des abattoirs qu'ils épurent leurs eaux selon la performance de la meilleure technologie disponible. Au Québec, pour les plus gros abattoirs, le traitement presque universel est le traitement physico-chimique (coagulation, floculation et flottation par air dissout). Son implantation visait surtout l'enlèvement des H et G, mais par le fait même le phosphore et la DBO₅ s'en trouvent diminués. Le MENVIQ considère que ce traitement a une efficacité d'enlèvement de 70% à 75% pour la DBO₅. La municipalité demandera donc à l'abattoir de traiter ses effluents entre 70% et 75%. Par exemple, si les effluents non traités d'un abattoir rejettent 100 kg de DBO₅/jour, ils devront être traités pour que le

rejet ne soit que de 25 kg de DBO₅/ jour. En cas de non-respect des normes, même si la municipalité a un règlement, la direction régionale du MENVIQ est chargée d'intervenir auprès des abattoirs.

CHAPITRE 2

LES TRAITEMENTS PHYSIQUES

Comme leur nom l'indique, les traitements physiques font appel aux forces physiques pour changer la qualité de l'eau usée (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985). Du point de vue des eaux usées d'abattoirs, ces traitements sont habituellement considérés comme des prétraitements, éliminant des matières indésirables pour le traitement subséquent.

"Le prétraitement a pour but de retenir, aussi près que possible du point d'émission de l'ensemble des eaux résiduaires, les particules les plus grossières susceptibles de se dégrader rapidement. Il soustrait ainsi une charge polluante non négligeable et limite les effets néfastes de certains produits (graisses par exemple) sur le fonctionnement des installations situées en aval (bassin d'aération, lit bactérien...)." (SACHON, 1984)

2.1 Le dessablage

Cette étape permet de libérer l'eau de toutes les particules de sable ou de gravillon qui pourraient s'y retrouver. Le dessablage se fait soit en utilisant la force centrifuge, soit par sédimentation, cette dernière étant la plus utilisée et la plus simple. Il suffit d'avoir un petit bassin de sédimentation. On pourra ainsi débarrasser l'eau des particules de plus de 2 mm de diamètre (KIESTRA et EGGERS, 1986).

2.2 Le tamisage

Les eaux usées d'abattoirs contiennent beaucoup de matières grossières en suspension, comme les poils par exemple. On peut séparer ces matières de l'eau grâce à un tamis (DART, 1974) dont les orifices mesurent normalement entre 0,25 mm et 2 mm de diamètre (SACHON, 1984). Au Québec, le tamis le plus utilisé est le tamis à tambour: un tamis à élément filtrant mobile nettoyé de façon continue. Il existe aussi des tamis à élément filtrant fixe dont les déchets sont éliminés, soit par un racleur, soit par gravité (SACHON, 1984). Ces derniers ont l'avantage d'être moins vulnérables mécaniquement que les tamis à tambour (SACHON, 1984). Bien que les tamis à tambour soient sensibles aux froids rigoureux (SACHON, 1984), ceci ne représente pas vraiment un problème au Québec, car on les retrouve généralement à l'intérieur des abattoirs. En ce qui concerne leur rendement, on peut s'attendre à un enlèvement de l'ordre de 30 à 55% des MES (SACHON, 1984).

2.3 Le dégraissage

La séparation des H et G de l'eau revêt une grande importance dans le traitement des eaux usées d'abattoirs. Premièrement, parce que ce sont des polluants majeurs et deuxièmement, parce que leur présence s'avère néfaste pour certains traitements biologiques. Le principe de la différence de densité entre les matières grasses et l'eau est à la base du processus de séparation (SACHON, 1984). En effet, une partie des H et G flotte à la surface de l'eau tandis qu'une autre partie est sédimentée. Il existe différents types de séparateurs: le dégraisseur classique (sans insufflation d'air), le décanteur primaire, le dégraisseur aéré et la coagulation-floculation-flottation. Ce dernier type de dégraisseur sera abordé au chapitre 3 étant donné sa classification comme traitement physico-chimique.

La capacité des dégraisseurs à éliminer les graisses et les H et G est toutefois limitée, car ce qui flotte à la surface ne représente qu'environ 15% de ce que l'on retrouve dans l'eau usée. Ce pourcentage représente donc l'efficacité d'un dégraisseur classique, en ne considérant que la partie flottante (SACHON, 1984). Si on ajoute à cela les matières décantables, on augmente l'efficacité à environ 30 % pour un dégraisseur aéré, et à 40% pour un dégraisseur classique. "Ainsi, l'aération diminuerait l'efficacité globale alors qu'elle permet une augmentation de la quantité des graisses flottées."(sic) (SACHON, 1984). La concentration des matières flottantes en graisses se situe à environ 80 à 90%, alors que les matières décantables en contiennent moins de 50% (SACHON, 1984). Le rendement relativement faible d'enlèvement des graisses s'explique par le fait que les H et G entrent en émulsion dans l'eau, les rendant donc impossibles à séparer par flottation ou sédimentation. Cette émulsification est favorisée et stabilisée par les protéines du sang présentes dans l'eau usée (ROUSEV et GRIGOROV, 1984). On peut donc constater que le système "matières grasses/eau" est plutôt complexe. La charge hydraulique ($m^3/m^2.heure$) influence aussi le degré de séparation des H et G. Comme on pouvait s'y attendre, plus elle augmente, moins efficace est la séparation (KEMPA et MANCZAK, 1986). La température de l'eau n'influence pas beaucoup le dégraissage, car normalement la majorité de cette étape est remplie par le traitement physico-chimique qui lui, est presque indépendant de la température. Les dégraisseurs étant normalement situés à l'intérieur des usines, ils ne sont pas affectés par les variations de la température extérieure.

2.4 La Flottation par Air Dissout (FAD) et la sédimentation

La FAD fonctionne selon un principe voulant que l'adsorption de microbulles d'air sur une particule en suspension diminue la densité apparente de la particule et lui permet de flotter (CATRY et OGER, 1984). Elle peut ensuite être enlevée par un racleur. Au

niveau des eaux usées d'abattoirs, l'efficacité de la FAD est minime si utilisée sans coagulant et adjuvant de floculation, vu la grande quantité de pollution soluble. La théorie de la FAD sera abordée au chapitre 3.

En ce qui concerne la sédimentation, elle est utilisée dans le dessablage et dans la séparation des H et G telle que présentée précédemment. Pour la même raison que la FAD, ce traitement ne peut être utilisé seul si on désire épurer les eaux usées d'abattoirs.

CHAPITRE 3

LE TRAITEMENT PHYSICO-CHIMIQUE

Le traitement physico-chimique a donc d'abord été implanté au Québec à titre de prétraitement ayant pour but d'enlever les H et G jusqu'à un niveau acceptable et ce, dans les gros abattoirs rejetant leurs eaux usées dans les égouts municipaux. Ce traitement s'effectue en trois étapes majeures: la coagulation des matières colloïdales, la floculation, et pour terminer, la FAD ou la sédimentation. Le principe est donc de permettre l'agglomération des particules colloïdales, pour pouvoir les séparer de l'eau par un moyen physique (BEAUDRY, 1984). Sans cette agglomération, il serait impossible d'enlever ces particules par voie physique étant donné qu'elles ne sédimentent que très peu et qu'elles sont trop petites pour que la flottation soit efficace. La figure 3.1 représente le schéma de traitement physico-chimique type tel qu'utilisé au Québec.

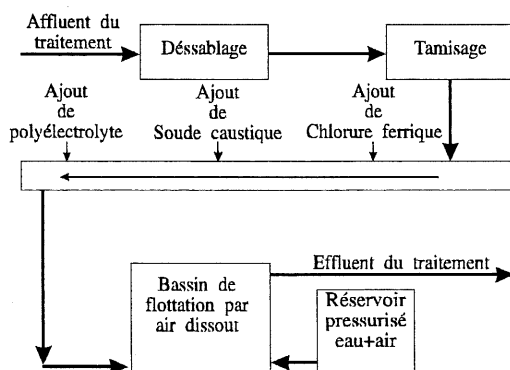


Figure 3.1. Schéma de traitement physico-chimique de l'abattoir d'Olymel Société en Commandite situé à Princeville, Québec.

La première étape consiste donc en l'ajout d'un coagulant, le chlorure ferrique (FeCl_3) pour le cas qui nous intéresse. Le pH est ensuite rétabli à la hausse, permettant un autre type de coagulation et préparant le milieu pour l'adjuvant de floculation, un polyélectrolyte anionique synthétique. Son ajout facilite l'agglomération des floes provenant de la coagulation. En dernier lieu, l'eau usée est envoyée dans le bassin de FAD, après quoi l'eau traitée est rejetée. Voyons donc maintenant chacune des étapes en détail.

3.1 La coagulation.

Les particules colloïdales ont un diamètre situé entre 0,002 et 0,5 μm , pouvant aller jusqu'à 1 μm . Il existe deux grands types de colloïdes: les particules hydrophobes et les hydrophiles (BEAUDRY, 1984). Les colloïdes ont normalement une charge nette négative (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985) et leur faible taille fait en sorte que les charges répulsives prennent le dessus sur les forces d'attraction. Les particules ne peuvent donc s'agglomérer et former de plus grosses particules décantables ou propices à l'utilisation de la flottation. Le mouvement Brownien (mouvement rapide et désordonné) qui les caractérise les garde en suspension (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985). Pour obtenir un grossissement des particules, il faut réussir à vaincre les forces qui les maintiennent séparées, donc, les déstabiliser. La coagulation se définit donc comme suit:

"Processus comportant en premier lieu la déstabilisation d'une suspension colloïdale et, en second lieu, l'agrégation des particules en petits amas, ou flocons, sous l'action du mouvement Brownien." (BEAUDRY, 1984)

La coagulation est régie par quatre grands mécanismes:

1. Compression de la double couche de la particule.
2. Neutralisation de la charge.
3. Pontage interparticulaire.
4. Piégeage des colloïdes par les précipités

La double couche électrique des particules colloïdales acquise en milieu aqueux est à la base de la force répulsive qui garde les colloïdes en suspension en les empêchant de s'agglomérer. Cette double couche est présentée à la figure 3.2. La compression de cette dernière (par l'ajout d'un électrolyte) permet aux forces de *Van der Waals* (forces de cohésion) de supplanter l'effet des forces répulsives. En effet, après compression de la double couche, les particules sont plus petites et les forces de *Van der Waals* qui croissent rapidement avec le rapprochement prennent le dessus sur les forces répulsives, qui elles, croissent moins rapidement en fonction du rapprochement (BEAUDRY, 1984).

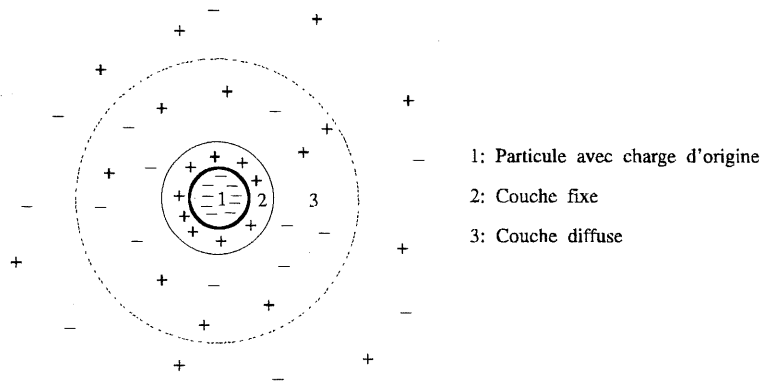


Figure 3.2: Particule colloïdale et sa double couche. Tiré de (BEAUDRY, 1984).

Par suite de cette compression, l'agglomération (soit des collisions "efficaces" entre les colloïdes déstabilisés) sera régie par le mouvement Brownien (BEAUDRY, 1984).

La neutralisation de la charge se fait en ajustant le pH (donc la concentration des ions H^+) ou en augmentant la concentration des cations. Ces ions s'adsorbent sur les particules et les neutralisent (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985). N'ayant plus de charge, elles peuvent alors s'agglomérer. Le pontage interparticulaire se produit lorsqu'un polymère se forme et est adsorbé par plusieurs particules. Le piégeage par les précipités se produit quand un précipité se forme et trappe en passant une particule colloïdale (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985).

Les colloïdes présents dans les eaux usées d'abattoirs proviennent en grande partie de protéines, donc sont hydrophiles. Les fonctions acides et basiques présentes sur les protéines sont chargées positivement ou négativement selon le pH, assurant une bonne interaction avec le milieu aqueux. Il est donc nécessaire de les déstabiliser pour les agglomérer. Pour ce faire, on fait appel à certains produits chimiques servant de coagulants. Les plus utilisés en abattoirs sont le chlorure ferrique ($FeCl_3$) et le sulfate ferrique ($Fe_2(SO_4)_3$). Le sulfate d'aluminium ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$) peut aussi être utilisé. Les ions métalliques (Fe^{3+} et Al^{3+}) agissent selon différents mécanismes. Vu leur acidité, ces sels causeront une coagulation des différentes protéines selon leur point isoélectrique. La précipitation des sels métalliques sous forme d'hydroxydes permet aussi l'enlèvement des protéines et matières colloïdales par adsorption de ces dernières sur ces précipités (RUSTEN et coll., 1990). Le plus couramment, les systèmes de traitement physico-chimiques installés au Québec font appel à une combinaison de ces deux mécanismes. Il y a tout d'abord ajout du coagulant. Le pH acide et la présence d'ions Fe^{3+} par exemple, provoquent la coagulation selon le point isoélectrique. On augmente ensuite le pH vers 7.0. Il y a alors précipitation de l'hydroxyde métallique qui adsorbe les colloïdes. Il est important de bien doser le coagulant car un manque ou un excès mènent à une mauvaise coagulation. Le dosage du coagulant est proportionnel à la charge polluante de l'eau usée (MIHALTZ et CZAKO, 1984).

Notons que d'autres matières ou procédés peuvent être utilisés dans la coagulation. L'acide lignosulphonique, un déchet de l'industrie des pâtes et papiers, a été utilisé pour épurer des eaux usées d'abattoirs (COOPER et RUSSEL, 1982; SHERMAN, 1979). Il a la propriété de faire précipiter les protéines solubles (sang) et n'a pas besoin d'ajout de polymère, quoique quelques ajustements de pH soient requis (SHERMAN, 1979). La quantité de boues ainsi produites serait réduite et les boues seraient aussi moins toxiques (SHERMAN, 1979). L'électricité peut aussi être utilisée pour coaguler les particules colloïdales. L'électrocoagulation utilise le mécanisme de neutralisation des charges grâce aux électrodes placées dans l'eau (RAMIREZ et coll., 1976).

La variation du pH à elle seule peut faire coaguler les protéines. En effet, si on fait un double ajustement du pH (baisser à 3,0 et ensuite remonter entre 7,0 et 9,0) l'hémoglobine (un des principaux constituants du sang) se sépare en ses deux constituants, l'hème (l'unité non polypeptidique qui transporte l'oxygène) et la globine (protéine). Une partie de cette dernière est alors précipitée (COOPER et RUSSEL, 1982).

3.2 La floculation.

Une fois les matières colloïdales déstabilisées et les premiers floes formés, il faut les regrouper pour obtenir un grossissement des floes améliorant leur consistance et augmentant leur densité (BEAUDRY, 1984). Le processus de floculation peut s'effectuer par un brassage modéré permettant aux floes de s'accoler. Toutefois, l'ajout d'un adjuvant de floculation est souvent nécessaire pour accélérer le processus vu les unités de traitement très compactes utilisées présentement au Québec. Ces adjuvants sont presque exclusivement des polyélectrolytes anioniques de synthèse étant donné leur très bonne performance pour les eaux usées d'abattoirs comparativement aux polyélectrolytes cationiques (LI et coll., 1986). L'ajustement du pH avant l'ajout du polyélectrolyte devra

être fait en conséquence de ce dernier, car son efficacité varie en fonction du pH. Certains polymères naturels peuvent être utilisés comme adjuvants de floculation. Des essais ont été réalisés à l'abattoir d'Olymel Société en Commandite à Princeville avec la chitine, polysaccharide provenant de la carapace de crustacés (la crevette en particulier). Malheureusement, les tests furent de courte durée vu le coût élevé de ce produit comparativement au polyélectrolytes synthétiques. La résistance des floccs avec la chitine ne semblait pas assez bonne face à la turbulence dans les unités de traitement par flottation, la couche de boues avait donc de la difficulté à se former à la surface (POUDRIER, 1990). Une fois la floculation accomplie, il reste à séparer les floccs de l'eau.

3.3 La flottation.

La flottation permet de séparer les polluants coagulés et flocculés de l'eau avant son rejet. Comme son nom l'indique, cette étape a pour but d'amener les floccs à la surface, formant ainsi une couche de boues qui sera récupérée par un racleur. Dans les unités de traitement physico-chimique actuellement en fonction au Québec, on utilise la FAD. Le principe consiste à produire de fines bulles d'air qu'on injecte à la base d'un bassin de flottation. En remontant, les bulles s'adsorbent aux floccs et les entraînent à la surface en diminuant leur densité apparente (CATRY et OGER, 1984). La FAD représente la meilleure méthode de flottation tant au point de vue technique qu'économique (ROUSEV et GRIGOROV, 1984). La flottation utilise la loi de Henry voulant que la quantité d'un gaz dissout dans l'eau à l'équilibre soit proportionnelle à la pression partielle de ce gaz en contact avec la surface du liquide (ILETT, 1980). L'équation 3.1 représente la loi de Henry (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985):

$$x_g = K_H \times P_g \quad (3.1)$$

où x_g représente la fraction molaire du gaz à l'équilibre dans la phase liquide, K_H = constante de Henry (atm^{-1}) et P_g = pression partielle du gaz en atmosphère (atm).

Pour arriver à faire de fines bulles d'air dans l'eau, on prend donc une partie des eaux usées que l'on mélange avec de l'air dans un réservoir pressurisé. Cette eau est ensuite injectée à la base du bassin de flottation et mélangée avec l'eau usée post-coagulation et floculation. En retournant à la pression atmosphérique, l'eau sortant du réservoir pressurisé devient sursaturée en air. Les gaz se dégagent alors sous forme de fines bulles ayant de 0,01 à 0,07 mm de diamètre (ROUSEV et GRIGOROV, 1984). L'obtention d'une bonne flottation nécessite que le contact "bulle-floc" soit optimal. Pour ce faire, il faut obtenir les plus petites bulles possibles, car elles remontent plus lentement à la surface et produisent donc moins de turbulence (CATRY et OGER, 1984).

L'efficacité de l'interaction "bulle-floc" dépend aussi de l'état de la surface des floes et de la tension de surface entre gaz, liquide et floes (CATRY et OGER, 1984). La présence de détergents diminuant la tension de surface serait défavorable au processus de flottation. Mis à part l'air dissout, les bulles peuvent aussi être formées par l'électrolyse de l'eau grâce à plusieurs électrodes, c'est l'électroflottation (RAMIREZ et coll., 1976). Comme l'électrocoagulation, ce procédé demande passablement d'énergie et n'est d'ailleurs pas utilisé dans les abattoirs du Québec.

3.4 La sédimentation.

On peut aussi utiliser la sédimentation pour séparer les floes de l'eau. On fait alors appel à la gravité pour effectuer le travail de séparation. Dans ce cas, il faudra dimensionner

soigneusement le bassin en fonction de la vitesse de sédimentation des floes (v_s). Cette vitesse est normalement décrite par l'équation de Stokes (équation 3.2) (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985):

$$v_s(m/s) = \frac{g \times (\rho_p - \rho_w) \times d_p^2}{18\mu} \quad (3.2)$$

où g représente l'accélération gravitationnelle (m/s^2), ρ_p et ρ_w = densité de la particule et de l'eau respectivement (kg/m^3), d_p = diamètre de la particule (m) et μ = viscosité de l'eau ($kg/m.s$).

Il est très difficile d'arriver à calculer une vitesse de sédimentation précise, vu la fluctuation des caractéristiques physiques des floes. On peut toutefois obtenir un intervalle de valeurs représentatives (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985). Après avoir obtenu la vitesse de sédimentation approximative des particules, on pourra concevoir le bassin en fonction d'une vitesse critique de sédimentation (v_{cs}) calculée selon le débit de l'eau usée et l'aire du bassin (équation 3.3) (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985):

$$v_{cs} = \frac{Q}{A_s} \quad (3.3)$$

où Q représente le débit en $m^3/seconde$ et A_s = surface du bassin en m^2 .

Toutes les particules ayant une vitesse de sédimentation plus grande que v_{cs} seront enlevées et les autres seront éliminées selon le rapport v_s/v_{cs} (TCHOBANOGLIOUS et

SCHROEDER, 1985). Les boues sont récoltées par un racleur de fond et /ou par des valves de vidange. Même si la sédimentation et la flottation produisent des résultats semblables (ULMGREN, 1975), on doit donner l'avantage à la flottation, car elle permet d'obtenir une unité de traitement plus compacte, ce qui s'avère important vu le fréquent manque d'espace dans les usines.

3.5 Avantages et inconvénients du traitement.

L'utilisation répandue du traitement physico-chimique au Québec révèle qu'il répond bien aux besoins de l'industrie. Toutefois, il faut tenir compte que son opération peut être très coûteuse vu la grande quantité de produits chimiques nécessaires à son fonctionnement et le besoin d'opérateurs qualifiés (KIESTRA et EGGERS, 1986). En ce qui concerne les boues produites, elles le sont en grande quantité (DART, 1974), et vu leurs hautes teneurs en minéraux et en fer (ayant servi de coagulant), sont difficiles à valoriser. Il y a toutefois beaucoup d'efforts en ce sens, notamment au niveau de l'épandage sur les terres agricoles. Le traitement physico-chimique est sensible aux variations de pH (ULMGREN, 1975), d'où la nécessité d'un contrôle automatisé par un pH-mètre contrôlant un doseur de soude caustique (NaOH) utilisée pour augmenter le pH. Ce traitement est aussi affecté par la variation de la charge organique, les produits chimiques étant dosés en fonction de cette dernière. Pour éviter ou diminuer la variation de la charge organique, il serait nécessaire d'installer un bassin de rétention. Idéalement, il devrait pouvoir contenir la quantité d'eau consommée en 24 heures ou du moins les deux tiers de cette valeur. Il devient alors possible de régulariser le débit et la charge organique appliqués au système, permettant ainsi une meilleure qualité d'effluent (DART, 1974). Le désavantage le plus important du traitement physico-chimique demeure la qualité de son effluent (KIESTRA et EGGERS, 1986). A titre d'exemple, l'efficacité de l'enlèvement de l'azote ammoniacal ($\text{NH}_3\text{-N}$) est négligeable (LI et coll., 1986; LI et coll., 1987). Les effluents de ce

traitement ne peuvent d'ailleurs pas être déversés directement dans un cours d'eau, un traitement biologique subséquent étant nécessaire (MENVIQ, 1991).

Malgré ce fait, le traitement physico-chimique offre la possibilité d'obtenir un effluent suffisamment épuré pour le rejet vers une usine d'épuration municipale et de respecter les normes de rejet négociées avec la municipalité. Rappelons qu'à prime abord, ce traitement avait été implanté dans le but d'enlever les H et G néfastes pour les traitements biologiques municipaux. Mais, le traitement physico-chimique est aussi efficace pour obtenir un certain degré d'enlèvement de la DBO_5 , de la DCO, des MES, du phosphore et des métaux lourds (KIESTRA et EGGERS, 1986; ULMGREN, 1975).

Les avantages du traitement physico-chimique proviennent aussi de son mode d'opération. Tout d'abord, ce traitement possède un temps de rétention hydraulique (TRH) très court, qui permet encore une fois de diminuer l'espace requis. La température n'a pas ou très peu d'influence sur son efficacité, chose importante, car elle fluctue au cours de la journée (surtout lors de la vidange du bassin d'échaudage des carcasses). Son effluent ne nécessite pas de désinfection (WITHEROW, 1976). La rapidité de la mise en marche du traitement est un atout majeur. On peut constater immédiatement si les dosages des produits chimiques sont corrects. Ce traitement devient aussi facile à stabiliser après une perturbation du système (ULMGREN, 1975) et répond très bien au fonctionnement intermittent, cadrant parfaitement avec les horaires de travail d'un abattoir. Un atout majeur du point de vue de l'abattoir, le peu d'espace occupé par les unités de traitement physico-chimique.

3.6 Performances du traitement face aux eaux usées d'abattoirs.

Le tableau 3.1 représente le degré d'enlèvement de certains polluants par le traitement physico-chimique selon les conditions de traitement choisies.

Tableau 3.1 Degré d'enlèvement de certains polluants par différents traitements physico-chimiques.

Paramètre	Traitement	Réduction (%)	Référence
DBO	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ /flottation ou sédimentation	64	A
	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{FeCl}_3 +$ polymère	24-52	B
	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{FeCl}_3 +$ flottation	42	C
DCO	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ /flottation ou sédimentation	54	A
	FeCl_3 ou $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ flottation	85-87	D
	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{FeCl}_3 +$ flottation	51	C

tableau 3.1 (suite)

MES	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ /flottation ou sédimentation	82	A
	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{FeCl}_3 +$ polymère	62-73	B
H et G	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{FeCl}_3 +$ polymère	66-80	B
	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{FeCl}_3 +$ flottation	50	C
Azote total	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ /flottation ou sédimentation	44	A
Phosphore total	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ /flottation ou sédimentation	59	A

Références: A=(ULMGREN, 1975), B=(LI et coll., 1987), C=(LI et coll., 1984), D=(MIHALTZ et CZAKO, 1984).

On peut tout d'abord remarquer que l'efficacité du traitement varie d'une référence à l'autre soit à cause des conditions dans lesquelles les tests ont été effectués ou à cause des propriétés de l'eau usée à traiter. Ceci vient renforcer l'obligation de faire des tests pilotes avant de se lancer dans l'utilisation d'un traitement. L'efficacité de l'enlèvement de la DBO_5 ne s'avère pas très élevée comparativement aux traitements biologiques.

L'enlèvement de l'azote et du phosphore cause un problème. Par contre, on peut obtenir de bons résultats avec la DCO et les MES. La présence importante des H et G rend leur enlèvement plus ou moins facile, comme en témoignent les pourcentages d'efficacité. On peut voir que ce traitement ne suffit pas pour le rejet directement dans les cours d'eau. Toutefois, si les effluents de l'abattoir se retrouvent dans les égouts municipaux, ce traitement offre une grande versatilité pour l'entreprise. Elle peut obtenir un effluent suffisamment épuré pour rencontrer les normes et peut facilement contrôler son traitement par le dosage des produits chimiques afin de ne pas sur-traiter l'eau, évitant ainsi des dépenses inutiles. La capacité du traitement physico-chimique à servir de prétraitement à un traitement biologique (pouvant être installé subséquent en cas de besoin) le rend intéressant, si par exemple les normes de rejet devenaient plus sévères, ce qu'il faut toujours prévoir. Par exemple, dans le cas de l'augmentation de la population dans une municipalité, la capacité de son usine d'épuration pourrait être dépassée et les usines, par le fait même, contraintes à traiter davantage leurs eaux usées. L'investissement de départ du système physico-chimique ne serait donc pas perdu.

CHAPITRE 4

LES TRAITEMENTS BIOLOGIQUES

Les traitements biologiques font appel à la capacité des microorganismes, principalement les bactéries, à utiliser des sources nutritives extérieures à leur cellule pour obtenir l'énergie nécessaire à leur métabolisme et à leur multiplication. Ce faisant, les bactéries digèrent les matières polluantes (surtout organiques) présentes dans les eaux usées. Le principe de base de ces traitements vise à mettre en contact les eaux usées avec des bactéries actives, sous certains critères et pendant un temps suffisamment long pour obtenir une épuration satisfaisante. Le temps de contact est important puisque l'utilisation des matières organiques par les bactéries n'est pas instantanée. Pour être utilisée, la substance organique doit passer par certaines étapes. Elle doit d'abord entrer en contact avec la surface de la bactérie où elle sera hydrolysée. Elle s'accroche ensuite à la membrane cytoplasmique et est transportée à l'intérieur du cytoplasme où elle sera utilisée par la bactérie dans ses réactions métaboliques (TCHOBANOGLOUS et SCHROEDER, 1985).

La dégradation bactérienne des polluants de l'eau s'opère selon deux grands principes d'après lesquels les bactéries employées utilisent ou non l'oxygène pour leurs réactions métaboliques. Nous sommes donc mis en présence des traitements anaérobies (absence d'oxygène) et aérobies (présence d'oxygène).

4.1 Les traitements anaérobies.

Dans ce type de traitements, nous faisons face à une fermentation, vu l'absence d'oxygène. Les produits finaux de fermentation sont le méthane (CH_4) ainsi que le dioxyde de carbone (CO_2). Plusieurs types de microorganismes participent à cette fermentation, réalisant plusieurs réactions, dans un système complexe et régulé. En effet, certaines étapes intermédiaires sont nécessaires avant la formation des produits finaux, comme nous le démontre la figure 4.1.

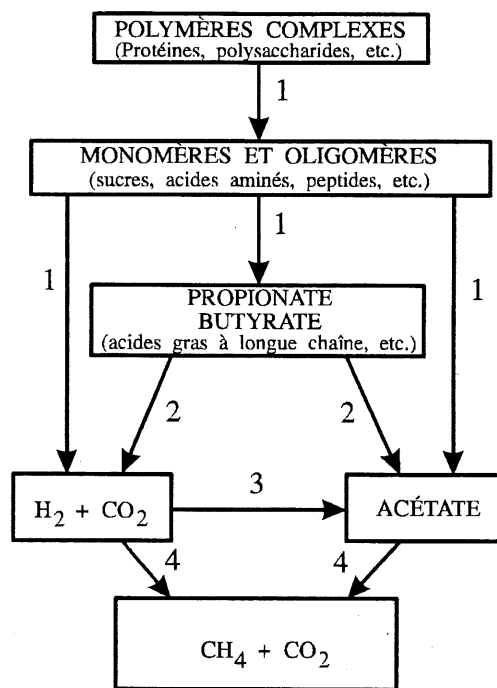


figure 4.1: Schéma de la fermentation anaérobie. 1) représente les bactéries fermentatives, 2) les bactéries acidogènes, 3) les bactéries homoacétogènes et 4) les bactéries méthanogènes. Schéma tiré de (WILKIE et COLLERAN, 1988).

Les bactéries fermentatives dégradent la matière organique en plusieurs sous-produits comme les sucres et les acides gras. Elles peuvent être hydrolytiques ou non hydrolytiques. Elles fournissent les substrats aux bactéries acidogènes, qui elles produiront de l'hydrogène (H_2) et de l'acétate. La majorité de l' H_2 provient des bactéries acidogènes. L'acétate peut aussi être formé à partir de l' H_2 et du CO_2 par les homoacétogènes. Ensuite, les bactéries méthanogènes produisent le méthane à partir de l' H_2 ou des acétates, selon les méthanogènes impliquées (FAUP et GRANET, 1984). Il est important de noter que les deux tiers du CH_4 proviennent des méthanogènes utilisant l'acétate (WILKIE et COLLERAN, 1988). La formation du méthane s'avère très importante, car cette étape contrôle tout le système (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985).

Cette fermentation est régulée par les produits de dégradation. Par exemple, la dégradation des Acides Volatils (AV) devient thermodynamiquement non favorable lorsqu'il y a accumulation d' H_2 , et ce, dépassé la pression partielle de 10^{-3} à 10^{-4} atmosphère (WOLIN et MILLER, 1982). Les bactéries méthanogènes qui utilisent l' H_2 gardent sa pression partielle à un niveau inférieur à cette valeur limite. On voit donc qu'un déséquilibre à n'importe quel endroit que ce soit dans la chaîne de réactions peut mener à une baisse de l'efficacité du traitement, voir même à une rupture de ce dernier. Vu la relation entre chaque composante du système, ce dernier se caractérise par une certaine fragilité. Pour s'assurer que l'équilibre soit respecté, le traitement doit être opéré selon certaines normes. En effet, le traitement anaérobie performera à des températures variant entre $30^\circ C$ et $35^\circ C$ (pour les bactéries mésophiles, qui sont les plus utilisées). Ce qui demande souvent de chauffer le réacteur, car les eaux usées d'abattoirs sont normalement plus froides que cet intervalle de température. Cette donnée est très importante, car le chauffage entraîne des coûts supplémentaires. Dans ce type de traitement, le pH doit se situer entre 6,4 et 8,0, il faut avoir un certain degré d'alcalinité

et de contenu en AV (ANDERSON et DONNELLY, 1977). Il ne doit pas y avoir de substances toxiques, mais certains nutriments doivent être présents dans des proportions bien définies. Le rapport $\text{DBO}_5:\text{N}:\text{P}$ doit être de 500:5:1 (STEBOR et coll., 1987), d'où la possibilité de devoir compléter l'eau usée avec des nutriments selon l'analyse de cette dernière.

Pour s'assurer d'un traitement équilibré, il importe de vérifier certains paramètres. Le taux de charge organique et hydraulique, la production de CH_4 , la réduction de la charge polluante par le système (DBO_5 et DCO), l'alcalinité, le pH et la concentration des AV servent tous à déterminer l'état du système (WILKIE et COLLERAN, 1988). Il est d'ailleurs très important de découvrir le plus tôt possible si une perturbation se produit. La baisse du pH et de l'alcalinité représentent de bons indices, mais quand cela se produit, c'est qu'il y a déjà un bon moment qu'il y a déséquilibre. En effet, la baisse de l'alcalinité et du pH sont dues à une accumulation des AV, qui elle, vient de l'inhibition des bactéries responsables de la dégradation des AV par une trop haute pression partielle en H_2 . On peut toujours vérifier la quantité de CH_4 produite, car une baisse de cette dernière peut indiquer que l' H_2 peut s'accumuler. Mais les méthanogènes n'étant pas les seules à utiliser l' H_2 , une mesure directe de la pression partielle de l' H_2 pourrait indiquer, de façon rapide, s'il y a perturbation du système (WILKIE et COLLERAN, 1988).

Si le système est maintenu en équilibre, il peut offrir une très bonne efficacité de traitement. Le traitement anaérobie peut traiter des eaux usées plus chargées que le traitement aérobie, car il n'est pas limité par la capacité de transfert de l'oxygène de l'air à la surface du liquide. Mais l'avantage principal de ce traitement demeure sa production de CH_4 . Ce gaz a une capacité énergétique d'environ 36 500 kJ/m³ (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985) et possède donc plusieurs usages. La quantité de boues produites est aussi de beaucoup inférieure à celle produite par un

traitement aérobie, soit d'environ 50% (STEBOR et coll., 1987). Chose assez importante, si on considère le problème que pose l'élimination des boues. Au niveau énergétique, les traitements anaérobies ne nécessitant pas d'aérateur, sont économiques à ce niveau.

Ils comportent toutefois des inconvénients. Tout d'abord, le long temps de régénération des bactéries. Ceci amène un temps d'optimisation et de démarrage du système assez long, pouvant aller jusqu'à plusieurs mois si on n'utilise pas des bactéries déjà acclimatées au type d'eau usée que l'on veut traiter (SASTRY et MOHANRAO, 1963). L'efficacité du traitement semble plus faible que le traitement aérobie. La biomasse est plus sensible aux paramètres extérieurs, tels les agents oxydants et les nettoyants basiques. Un inconvénient à ne pas oublier, la possibilité de production d'odeurs nauséabondes (STEBOR et coll., 1987). La nécessité de garder le système à des valeurs de températures et de pH assez serrées représente un désavantage, car ces paramètres peuvent varier pendant la journée de travail à l'abattoir. On peut mieux contrôler la température de l'eau grâce à un bassin de rétention, ce qui diminue les fluctuations et en situant le réacteur à l'intérieur de l'usine, éliminant ainsi les influences saisonnières. Le fait qu'on doit normalement chauffer le réacteur peut être onéreux si la quantité de CH_4 produite s'avère insuffisante pour subvenir au besoin énergétique nécessaire au chauffage. Mais somme toute, les eaux usées d'abattoirs sont traitables de façon anaérobie, vu leur DBO_5 élevée, les solides totaux et organiques élevés, la proportion des nutriments répondant aux exigences du traitement et l'absence de substance toxique lors des opérations normales (SASTRY et MOHANRAO, 1963). Le traitement anaérobie peut être appliqué selon différents principes. Quelques-uns d'entre eux seront abordés.

4.1.1 Digestion à lit de boues.

La digestion à lit de boues, appelée en anglais "Upflow Anaerobic Sludge Blanket" (UASB) fonctionne en débit ascendant dans un réacteur fermé. On peut le traiter comme un contact anaérobie se servant de la propriété qu'ont les bactéries anaérobies mésophiles de former des particules granulaires ou des floes (MACAULAY et coll., 1987). Ces particules étant plus denses que l'eau, sédimentent et forment un lit de boues à travers lequel le débit d'eau usée passe de façon ascendante. À la surface du réacteur, les solides sont séparés de l'eau et retournés au lit de boues (MACAULAY et coll., 1987). Aucun mélange n'est nécessaire, car on recherche la meilleure sédimentation possible pour les boues (ZEEVALKINK, 1984). Une bonne séparation des solides et des gaz produits est aussi primordiale pour éviter l'entraînement des boues par des microbulles de gaz. Voilà pourquoi il doit y avoir un séparateur gaz-solides dans le haut du réacteur. Ce dernier permet par le fait même aux microorganismes de retourner au lit de boues. C'est donc un design relativement simple permettant des investissements de départ 2 à 3 fois moindres que dans le cas d'un traitement aérobie, et aussi plus économique à opérer que les traitements physico-chimiques et aérobies (ZEEVALKINK, 1984). Toutefois, les montants à investir peuvent varier selon les caractéristiques de l'eau à traiter (ex.: besoin de chauffer) et il est aussi possible qu'un bassin de décantation post-traitement devienne nécessaire.

Ce type de traitement peut accepter de hautes charges organiques, vu la haute concentration de boues. Il peut traiter jusqu'à un taux de charge organique de 15 kg DCO/m³.j selon les conditions (ZEEVALKINK, 1984). Il faut toutefois noter qu'il est préférable que l'affluent soit moins concentré, car la production de CH₄ du système est proportionnelle à la charge appliquée jusqu'à un certain niveau, après quoi, elle diminue (SAYED et coll., 1987). Ce qui nous amène à parler de l'accumulation de la DCO dans le système. On a remarqué que lorsque la charge organique augmente, le pourcentage de la DCO éliminée qui est transformée en CH₄ diminue (SAYED et coll., 1987). Il y a

donc un phénomène d'emmagasinement de la DCO dans le réacteur, mais celle-ci n'est pas disponible aux méthanogènes. En effet, la DCO_{matières en suspension} (particules grossières), la DCO_{colloïdale} et la DCO_{soluble} sont retenues par le lit de boues. Dans le cas de la DCO_{matières en suspension}, on parle de piégeage, tandis que l'adsorption et la floculation seraient les mécanismes responsables de la rétention de la DCO_{colloïdale} et de la DCO_{soluble} respectivement (SAYED et coll., 1987).

Toute cette quantité de DCO doit être liquéfiée avant d'être accessible aux méthanogènes, étape limitante dans le processus de transformation de la DCO accumulée (SAYED et coll., 1984). Il faut aussi ajouter que l'accumulation de ces particules de DCO sur les amas de bactéries méthanogènes isole ces dernières de leurs substrats, ce qui explique la baisse dans la production de CH₄ lorsque la charge organique augmente trop. Les graisses sont particulièrement nuisibles, vu leur capacité à enrober les bactéries et aussi à cause de leur lente décomposition. Il est important d'éviter une trop grande accumulation de DCO dans le réacteur. Pour ce faire, il existe deux alternatives. Tout d'abord, on peut enlever de façon occasionnelle une quantité de boues qui pourrait être subséquentement décantée, stabilisée (mise au repos jusqu'à arrêt de la production de CH₄) et retournée au réacteur (SAYED et ZEEUM, 1988). Cette procédure peut être laborieuse et demande de l'équipement supplémentaire. La deuxième alternative consiste à arrêter la charge organique appliquée au système et laisser suffisamment de temps aux particules organiques pour se liquéfier et être utilisées par les microorganismes. Il s'agit donc d'appliquer une charge intermittente au réacteur (SAYED et ZEEUM, 1988). Il a été démontré que lorsque la production de CH₄ est en baisse pour un système utilisé avec une application de charge intermittente, le pourcentage de conversion de la DCO en CH₄ est plus élevé si on inclut une période de repos dans le calcul que si on considère seulement une période où il y a application de charge organique (SAYED et coll., 1984). Pendant la période de repos, le réacteur se débarrasse donc de la DCO accumulée.

Cette caractéristique est intéressante, car lors de son utilisation en usine, le système serait soumis à des charges intermittentes avec des arrêts de charge la nuit et les fins de semaines. Ces arrêts de charge ne sont pas dommageables, car la reprise de la charge n'occasionne aucun problème pour la reprise du traitement (SAYED et coll., 1984). On peut aussi corrélérer la charge intermittente avec une grande variation de la charge organique des eaux usées. Le système pouvant l'accepter, on pourrait diminuer ou même éliminer le bassin de rétention visant à régulariser la charge.

Malgré le fait que les bactéries mésophiles fonctionnent mieux entre 30°C et 35°C, il est possible d'obtenir un traitement à 20°C. Toutefois, la production de biogaz est supérieure à 30°C, à une concentration en DCO des eaux usées qui provoque une accumulation de cette dernière dans le réacteur (SAYED et coll., 1984). Avec une température plus élevée, on s'assure donc que, lors des périodes d'arrêt de charge, le réacteur puisse mieux et plus rapidement fermenter les matières organiques accumulées, et ce, avant de recommencer l'application de la charge organique. On évitera ainsi de sérieux problèmes comme l'évacuation de la biomasse (SAYED et ZEEUM, 1988).

Bien qu'il soit possible de traiter les eaux usées d'abattoirs en une seule étape, soit avec un réacteur à lit de boues granulaires ou floculantes, les résultats ne sont pas entièrement satisfaisants, car ils ne donnent qu'un traitement partiel et une faible stabilisation des boues (SAYED et coll., 1993).

SAYED et coll. (1993) ont donc mis au point un montage de laboratoire représentant un système en deux étapes: la première étant un lit de boues floculantes, et la deuxième, un lit de boues granulaires. Dans la première étape, deux digesteurs à lit de boues dont l'un des deux reçoit une charge organique alors que l'autre est en stabilisation, et ce, en alternance. Ils ont ainsi atteint des rendements de 90% d'enlèvement de la DCO_{totale}, 95%

de la DCO_{matières en suspension}, 80% de la DCO_{colloïdale} et 80% de la DCO_{soluble} pour une charge de 15 kg DCO/ m³j et un temps de rétention hydraulique total de 5,5 heures (4 heures pour la première étape et 1,5 heure pour la deuxième) (SAYED et coll., 1993). Pour une seule étape avec des boues flocculantes, environ 70% de la DCO_{totale} sont enlevés à une charge de 2,5 à 3,5 kg DCO/m³ à 20°C et 30°C (SAYED et coll., 1984), alors qu'une seule étape de boues granulaires, dans les mêmes conditions, donne un rendement de 55% (SAYED et coll., 1987).

La combinaison des deux étapes est donc primordiale, car elle permet de mieux tenir compte de la composition des eaux usées d'abattoirs et de permettre une stabilisation complète des boues (dans le cas de la première étape), ceci nécessitant toutefois un Temps de Rétention Hydraulique (TRH) relativement long de 14 jours (SAYED et ZEEUM, 1988; SAYED et coll., 1993).

4.1.2 Réacteur anaérobie à chicanes.

Ce réacteur consiste en un réservoir dans lequel des parois forcent le passage de l'eau par-dessus et par-dessous ces dernières, comme le démontre la figure 4.2.

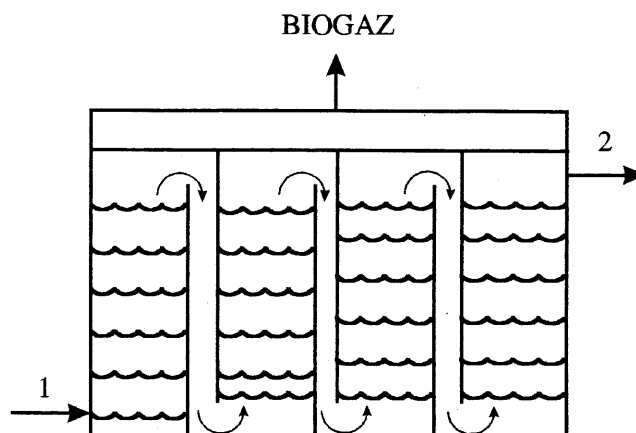


Figure 4.2: Réacteur anaérobie à chicanes. L'affluent arrive en "1" et l'effluent ressort en "2". Tiré de (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985).

Grâce à ces chicanes, l'eau demeure plus longtemps dans le réacteur, permettant de diminuer le volume de ce dernier, ainsi qu'un meilleur mélange. Aucun mélange mécanique ni séparateur gaz/solides n'est requis. Les microorganismes sont aussi retenus dans le réacteur. Il va sans dire que la simplicité de la confection du réacteur s'avère un avantage au niveau financier et opérationnel.

POLPRASERT et coll. (1992) ont pu déterminer le rendement de ce réacteur vis-à-vis les eaux usées d'abattoirs. Tout d'abord, on doit noter que l'eau utilisée pour ces tests avait préalablement été traitée par FAD. Comme on peut s'y attendre, l'efficacité d'enlèvement de la DCO_{totale} est meilleure à bas taux de charge organique et à plus haut TRH. L'efficacité est de 89% pour un taux de charge organique de 0,67 g de DCO/L.j (équivalant à 0,67 kg de DCO/m³.j) à un TRH de 26,4 heures. À 4,73 g de DCO/L.j et un TRH de 2,5 heures, l'efficacité diminue à 75% (POLPRASERT et coll., 1992).

Un phénomène intéressant a été remarqué. À 4,73 g de DCO/L.j, la performance à n'importe quel endroit du réacteur a été supérieure en comparaison d'une charge de 2,14 g de DCO/L.j à un TRH de 5,8 heures. Ceci s'expliquant par un meilleur mélange vu la plus grande vitesse de l'eau (plus haute charge hydraulique), rendant les substances organiques plus accessibles aux microorganismes (POLPRASERT et coll., 1992).

4.1.3 Le contact anaérobie

Ce traitement s'apparente aux boues activées, la différence se situant bien sûr dans le fait que ce traitement est une fermentation anaérobie. Il peut d'ailleurs porter le nom d'"Anaerobic Activated Sludge". Le système consiste en un réacteur à mélange complet et débit continu, suivi par un dégazage de la liqueur mixte et la décantation de cette dernière. Une partie des microorganismes décantés est retournée au réacteur pour être mélangée avec l'affluent, d'où l'analogie avec les boues activées (ANDERSON et DONNELLY, 1977). Il est à noter qu'un bassin de rétention et un bassin de flottation situés avant le réacteur assurent respectivement une diminution de la variation de charge et de la concentration en H et G.

Le retour des microorganismes au réacteur permet d'augmenter le Temps de Rétention des Solides (TRS) qui s'apparente à l'âge des boues du traitement par boues activées. Le TRS se définit comme l'inverse du taux de croissance spécifique des microorganismes d'intérêt. Pour qu'un réacteur soit en équilibre, il faut que le Taux de Croissance Spécifique (TCS) soit égal à la quantité de microorganismes évacués du système. Les équations 4.1 et 4.2 expriment ces notions:

$$TCS = \frac{\Delta X / \Delta T}{X} \text{ jour}^{-1} \quad (4.1)$$

$$TRS = \frac{X}{\Delta X/\Delta T} \text{ jour} \quad (4.2)$$

où X représente la concentration des microorganismes et T= temps en jours. (ANDERSON et DONNELLY, 1977).

Dans le cas des traitements anaérobies, on doit calculer ces valeurs principalement pour les bactéries méthanogènes, ces dernières représentant l'étape limitante du traitement. Le TRS devra être plus long que le TRS_{min} de ces bactéries (ANDERSON et DONNELLY, 1977).

Dans le cas où l'effluent du traitement est rejeté dans un cours d'eau et que l'on désire un traitement complet, le contact anaérobie est généralement suivi d'un traitement aérobie vu l'efficacité légèrement inférieure du traitement anaérobie. Si on rejette dans un égout municipal vers une usine de traitement, ce polissage aérobie ne s'avère pas nécessaire (STEBOR et coll., 1987).

Le contact anaérobie possède des avantages et inconvénients spécifiques. Il peut accepter des eaux usées contenant plus de MES, ainsi que des pointes de charge organique soluble. Les H et G l'affectent moins que les biofiltres. Tout ceci est dû au mélange complet du réacteur. Par contre, ce mélange intensif cause un cisaillement des floccs de microorganismes, les rendant plus difficiles à décanter. Il y a donc plus de solides entraînés hors du décanteur avec ce type de traitement. Le taux de charge organique acceptable est aussi plus faible que pour d'autres traitements anaérobies, d'où l'obligation d'utiliser un réacteur plus imposant en terme de volume (MACAULAY et coll., 1987).

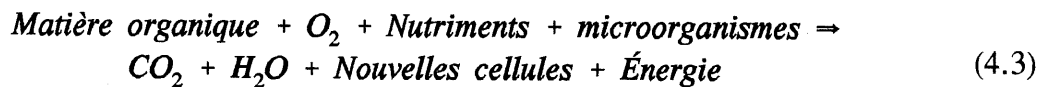
Selon une étude sur l'implantation d'un tel système dans un abattoir de boeufs de la compagnie Packerland Packing Company Inc. à Green Bay au Wisconsin (MACAULAY et coll., 1987), un taux de charge organique d'environ 3 kg DCO/m³.jour et un TRH minimum de 2,5 jours furent utilisés pour le design du réacteur. Dans le cas présent, pour une consommation journalière de 3 445 m³ d'eau à une concentration moyenne en DCO d'environ 7 500 mg/L (donc 25 838 kg de DCO /jour), on aura besoin d'un réacteur de 8 613m³. Avec un tel système et un affluent contenant 7 500 mg/L de DCO, 3 370 mg/L de DBO₅ et 2 700 mg/L de MES, on peut s'attendre à une efficacité d'enlèvement de 84% de la DCO, 93% de la DBO₅ et 75% des MES (MACAULAY et coll., 1987). Ceci correspond à d'autres données au niveau de la DBO₅, soit une efficacité variant de 93 à 96% pour des réacteurs avec des TRH variant de 0,69 à 2,94 jours (ANDERSON et DONNELLY, 1977). La production de biogaz peut être évaluée à 0,24 m³ de CH₄ par kg de DCO introduit et une pureté d'environ 65% en CH₄ (MACAULAY et coll., 1987). Dans un système bien exploité et avec une charge organique suffisante, la production de biogaz compense pour la demande supplémentaire en chauffage de l'affluent et du réacteur (STEBOR et coll., 1987). En effet, il est possible de produire l'équivalent de quelques centaines de milliers de kWh par année (BOHM, 1986).

Le démarrage du système peut prendre de 8 à 10 semaines. Tout d'abord, on remplit le réacteur avec de l'eau propre qu'on ensemence avec des microorganismes. Il est à noter que trouver des boues anaérobies déjà acclimatées aux eaux usées d'abattoirs peut être problématique. Ensuite, on applique une faible charge organique qu'on augmentera jusqu'à envoyer toutes les eaux usées de l'usine au réacteur. Avec ce type de traitement, il est important d'obtenir une entente entre l'usine et les autorités municipales et/ou gouvernementales pour qu'elles continuent à accepter les eaux usées non traitées pendant le démarrage du système ou advenant une rupture de traitement. Le cas échéant, il serait

possible de diminuer de beaucoup la charge organique des eaux usées rejetées en augmentant l'efficacité d'un traitement physico-chimique par exemple.

4.2 Les traitements aérobie.

Dans les traitements aérobie, les microorganismes dégradent la matière organique en présence d'oxygène. Le carbone réduit présent dans la matière organique est alors oxydé à son niveau énergétique le plus bas, le CO_2 . Il y a aussi production d'eau, de nouvelles cellules et d'énergie, tel que le démontre l'équation 4.3 (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985):



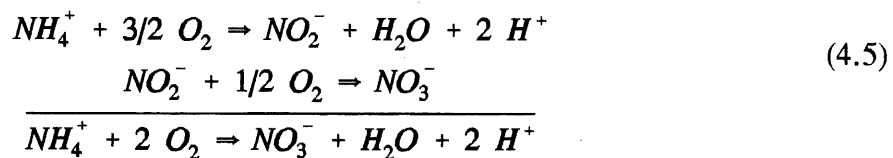
Pour les microorganismes aérobie, le rapport $\text{DBO}_5:\text{N}:\text{P}$ doit être de 100:5:1 (Kiestra et Eggers, 1986). Vu que l'oxydation des matières organiques (carbonées) est la plus importante en terme de consommation d'oxygène (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985) lorsqu'on parle de la DBO, ceci correspond à la demande en oxygène pour l'oxydation des matières organiques seulement. La nitrification est traitée séparément. Le taux d'enlèvement de la DBO est une réaction d'ordre 1 et est représenté par l'équation 4.4:

$$\text{DBO}_t = \text{DBO}_u (1 - e^{-kt}) \quad (4.4)$$

où DBO_t représente la DBO restante au temps "t" (g/m^3), DBO_u = DBO ultime (pour les matières carbonées), k = constante du taux de réaction (t^{-1}) et t = temps (TCHOBANOGLOUS et SCHROEDER, 1985).

Les traitements aérobies se font normalement à des températures accommodant les bactéries mésophiles. Il semble toutefois possible de faire ces traitements avec des bactéries thermophiles à 52°C , avec un affluent possédant une DCO supérieure à $10\,000\text{ mg/L}$, ce qui assurerait une autosuffisance thermique du système (COUILLARD et coll., 1989). Aucun combustible n'est produit par les traitements aérobies. Sur le plan de l'efficacité, ils sont supérieurs aux traitements anaérobies. La DBO_5 a un niveau d'enlèvement de plus de 90%. De plus, les traitements aérobies permettent d'accomplir la nitrification.

En effet, lors de l'oxydation de composés carbonés, il y a aussi formation d'ammoniac (NH_3), vu la présence d'azote, surtout dans les protéines de toutes sortes. Si les conditions sont favorables, soit une baisse de DBO_5 , une quantité suffisante d' O_2 (plus de 2 mg/L) et un TRH assez long, il peut y avoir nitrification, soit la transformation de l'ammoniaque (NH_4^+) en nitrite (NO_2^-), puis en nitrate (NO_3^-) (WEBER et HULL, 1979) comme le démontre l'équation 4.5. La première réaction est réalisée par les bactéries *Nitrosomas* et la deuxième par les *Nitrobacter*.



Par contre, ces réactions sont plus lentes et les bactéries nitrifiantes ne sont pas compétitives avec les autres bactéries hétérotrophes vis-à-vis l'oxygène. C'est pourquoi il faut un TRS de plus de 7 jours et que la matière organique ait été dégradée de façon suffisante (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985). Le rapport DBO:NTK doit être maintenu à un minimum de 0,5 pour obtenir une nitrification. Tout comme l'enlèvement de la DBO, la nitrification suit une réaction d'ordre 1 (WEBER et HULL, 1979). Dans cette section, quelques traitements aérobies seront abordés.

4.2.1 Le Réacteur Séquentiel Biologique (RSB)

Ce réacteur fonctionne selon le cycle "Fill and Draw", c'est-à-dire, remplissage et soutirage. Il passe par une séquence d'étapes pour traiter l'eau. Dans l'ordre, il y a le remplissage, la réaction, la décantation, le soutirage et le repos (LESSARD, 1984). Le remplissage s'effectue normalement pendant que le réacteur est sous agitation et aération, même si une combinaison de ces deux paramètres est possible. Une fois le volume final atteint, le débit de l'affluent est arrêté, après quoi, il y a agitation et aération. C'est la période de réaction. Suit alors la décantation, où l'aération et l'agitation sont interrompues pour permettre la séparation des microorganismes de l'eau. On procède ensuite au soutirage de l'effluent traité jusqu'à un volume déterminé permettant de garder les microorganismes dans le réacteur. Ensuite, il y a la période de repos qui peut se faire avec aération et agitation et qui a pour but de garder les microorganismes en respiration endogène de façon à ce qu'ils réagissent mieux aux remplissages subséquents. Le cycle peut alors recommencer.

Ce traitement offre de très bons résultats et permet de faire de la nitrification-dénitrification si on insère une période anoxique dans le cycle. En 1977, le MENVIQ a décidé de promouvoir l'installation des RSB pour les petits et moyens abattoirs (moins de

30 000 gal imp/j, soit 136 383 Litres/j) en se basant sur l'étude de WITHEROW et coll. (1976) publiée par l'agence de protection de l'environnement américaine (EPA). Plusieurs ont été construits selon un document technique réalisé par le MENVIQ. Après s'être rendu compte que les installations ne répondaient pas aux rendements escomptés, Environnement Canada commanda à la firme Vézina, Fortier et Associés une étude sur les RSB déjà en place pour faire le bilan de la situation. Suite à cette étude de LESSARD (1984), plusieurs problèmes ont été relevés, tels des problèmes de conception, d'équipements et d'opération. En effet, les équipements étaient mal entretenus et il y avait un manque de formation chez les personnes chargées d'opérer les RSB. Mais le plus important problème était le celui de la conception. Le design n'était basé que sur le TRH, et dans plusieurs cas, les abattoirs ne fonctionnaient pas 5 jours par semaine et le nombre de jours ouverts variait selon la somme de travail, faisant ainsi fluctuer le temps de séjour réel des eaux usées (LESSARD, 1984).

Dans ce rapport, il est recommandé entre autres, que d'autres études soient faites pour mieux connaître les réactions du RSB face aux conditions rencontrées sur le terrain. En effet, même si le système ne semblait pas fonctionner, il devenait impératif de remédier à cette situation car ce traitement demeure toujours l'une des rares solutions pour les petits abattoirs qui ne rejettent pas leurs effluents dans les égouts (BÉLANGER et coll., 1985).

Des études ont été réalisées à l'abattoir "Les Abattoirs Billette Inc." situé à St-Louis de Gonzague, Québec. Le RSB présent a été quelque peu modifié et étudié pendant un an par BÉLANGER et coll. (1985). La collecte des données a démontré que pour un rapport F/M (Food to Mass ratio) d'environ 0,07, un TRH de 10 à 12 jours et un TRS de 30 à 35 jours, on obtient des résultats satisfaisants.

"À une température de liqueur mixte supérieure à 5°C, la réduction de DBO demeure au-dessus de 95% et l'effluent rencontre généralement la directive de 30 g/m³. Pour les MES, cette directive est fréquemment dépassée et pour l'atteindre, l'ajout d'un étang de polissage est essentiel. Lorsque l'aération est modulée adéquatement, l'azote et le phosphore sont réduits respectivement de 90 et 80%."(BÉLANGER et coll., 1985)

La température de la liqueur mixte doit demeurer supérieure à 5°C, sinon, l'efficacité diminue. Pour une température de 0°C, on obtient les pourcentages de réduction présentés au tableau 4.1:

Tableau 4.1 Performances du RSB situé chez "Les Abattoirs Billette Inc." à St-Louis de Gonzague, Québec, à une température de 0 °C.

Paramètre	Affluent (g/m ³)	Effluent (g/m ³)	Réduction (%)
DBO	1 625	219	87
MES	437	144	67
NTK	273	164	40
NH ₃	128	135	--
NO ₂ -NO ₃	0.5	10	--

Tiré de (BÉLANGER et coll., 1985).

Il est à noter que la nitrification, de par sa production d'ions H^+ , fait diminuer l'alcalinité du système, augmentant ainsi sa sensibilité aux variations de pH (BÉLANGER et coll., 1985).

D'autres études ont été réalisées au même abattoir par HADJINICOLAOU (1989) et (1993) avec une usine pilote afin d'évaluer la meilleure condition de traitement relativement au rapport TRH/TRS. Pour ces expériences, le TRS a été calculé comme suit (équation 4.6):

$$TRS = \frac{V \times MLVSS}{MLVSS \times X \times ECVSS \times Y} \quad (4.6)$$

où TRS représente le temps de rétention des solides (j), V= volume du réacteur (L), MLVSS= solides volatils en suspension de la liqueur mixte (mg/L), X= volume journalier de liqueur mixte extrait du réacteur (L), ECVSS= solides volatils en suspension dans l'effluent clarifié (mg/L) et Y= volume journalier d'eau clarifiée extrait du bassin après sédimentation (L).

La température était maintenue entre 18°C et 22°C et le cycle de 24 heures comprenait 21 heures d'aération, 2,5 heures de décantation et 0,5 heure de soutirage. Dans la première étude, HADJINICOLAOU (1989) concluait que pour un ratio TRH/TRS= 3/15 on obtenait d'excellents résultats, soit 97,8% d'enlèvement de la matière organique, 90% d'enlèvement des solides, une nitrification complète et 82,6% d'enlèvement de phosphore. Par contre, les boues étaient difficiles à décanter. L'effluent respectait les directives du MENVIQ pour la DBO_5 et les MES. Il a aussi été conclu que pour bien établir les conditions optimales d'opération du RSB, l'évaluation d'un rapport TRH/TRS était l'étape primordiale pour le développement de l'opération et le design du RSB.

HADJINICOLAOU (1993) a alors testé 41 conditions combinant le rapport TRH/TRS ainsi que des variations au niveau du cycle d'aération, de la température, de la concentration de l'affluent et de la température. La concentration des MES a été privilégiée comme critère pour évaluer l'efficacité du système. Il a été conclu par cette étude que pour un affluent contenant en moyenne 3 000 mg/L en DCO, le RSB a eu des efficacités d'"excellentes" à "très bonnes" pour un intervalle de TRH entre 7 et 20 jours et de TRS de 15 à 40 jours. La meilleure performance s'est produite avec un TRH de 11,4 jours et un TRS entre 30 et 40 jours (HADJINICOLAOU, 1993). Ces conditions peuvent être utilisées pour concevoir le design d'un RSB pour le traitement des eaux usées d'un petit abattoir. On pourra ainsi rencontrer les directives du MENVIQ pour la DBO₅ (30 mg/L) et les MES (30 mg/L) pour le rejet dans un cours d'eau.

4.2.2 Les Disques Biologiques Rotatifs (DBR)

Le fonctionnement de ce système est relativement simple. Il s'agit de disques de plastique (ex.: polystyrène) d'un diamètre pouvant aller jusqu'à quelques mètres (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985). Ces disques sont disposés sur un axe horizontal et séparés entre eux d'environ 1,3 cm. De par leur structure, ils possèdent une grande surface. Ils sont submergés à environ 40% dans l'eau à traiter et tournent selon leur axe à une vitesse de 1 à quelques tours à la minute. Un film de biomasse s'accroche aux disques et permet le traitement des eaux usées. Lors de la rotation du disque, ce dernier entraîne avec lui une fine couche d'eau qui va absorber l'oxygène de l'air. La matière organique et l'air, par diffusion, entrent en contact avec les microorganismes qui pourront les utiliser pour leur métabolisme et leur reproduction. Le surplus d'oxygène est entraîné dans le bassin par l'eau qui percole à travers le disque. S'il y a surproduction de biomasse, cette dernière se décolle du disque et tombe dans le bassin d'eau usée. Il importe donc d'avoir un bassin de décantation après les DBR afin d'éliminer cette

biomasse (VENKATARAMAN et coll., 1992). Pour obtenir un meilleur traitement, les unités (contenant chacune plusieurs disques) sont placées en série pour que l'effluent d'une unité se fasse traiter par une unité subséquente. Le système doit être précédé d'un bassin de rétention et doit être recouvert pour le protéger des intempéries et du froid (STOVER et KINCANNON, 1976A).

De par leur conception, les DBR possèdent les avantages de prendre relativement peu d'espace et de ne pas nécessiter d'aérateur. Les coûts d'entretien et d'opération (consommation d'énergie) sont faibles et il n'y a pas de problème d'obturation. Il est aussi facile de régler le contact entre l'eau et les microorganismes par la vitesse de rotation des disques. Il n'y a pas de recyclage des boues, ajoutant ainsi à la simplicité du système (STOVER et KINCANNON, 1976A) (VENKATARAMAN et coll., 1992).

Toutefois, il semble qu'une haute charge organique puisse causer des odeurs (dans la première unité d'un système à plusieurs unités). Les bris à l'axe et aux moteurs nécessitent beaucoup de travail pour rétablir l'opération des DBR. Les moteurs présentent souvent des fuites d'huile. Les grosses unités de traitement requièrent un espace plus imposant qu'un traitement avec une biomasse en suspension. Il existe aussi moins de savoir-faire au niveau du fonctionnement et de l'entretien de ce type de système comparativement aux autres (VENKATARAMAN et coll., 1992).

Lors d'études sur la performance de DRB face aux eaux usées d'abattoirs, STOVER et KINCANNON (1976A; 1976B; 1976C) ont découvert qu'environ 50% de l'enlèvement de la DCO s'effectue dans la première unité d'un système en comprenant plusieurs. Ils ont aussi remarqué que plus la charge organique augmentait, plus le taux d'enlèvement diminuait ainsi que le pourcentage d'enlèvement, jusqu'à atteindre un minimum constant (10% d'enlèvement de la DCO pour une charge de 0,194 kg DCO/d.m² (0,039 lb

DCO/d.ft²) (STOVER et KINCANNON, 1976A). Le pH a tendance à augmenter à mesure que l'eau passe à travers les unités. Une donnée importante, due à l'évaporation, est la baisse de température entre le début et la fin du traitement, soit une baisse de 13,9°C (25°F) qui par le fait même augmente la sensibilité du système au gel (STOVER et KINCANNON, 1976A).

En ce qui concerne la concentration de l'oxygène dissout (OD), elle était de 6 mg/L à l'affluent et de 5 mg/L à l'effluent, démontrant que les DBR fournissent assez d'oxygène, étant donné que seulement 1 mg/L contenu dans l'eau a été utilisé. Ce traitement accepte les variations de charge organique, car il a bien réagi à une simulation de la baisse de la charge organique lors du lavage de l'abattoir et de la pose nocturne. La reprise de la charge organique n'a pas affecté le système, au contraire, il s'est montré un peu plus efficace (STOVER et KINCANNON, 1976B).

La première unité est donc importante car c'est là que le taux d'utilisation du substrat est le plus élevé, par conséquent, la réduction de la DCO plus rapide. Après la première unité, le taux d'enlèvement est plus faible et reste constant pour les unités subséquentes. Une comparaison avec une eau usée synthétique contenant des hydrates de carbone a démontré que les DBR réagissent différemment face aux différents types d'eaux usées. En effet, la relation entre l'efficacité d'enlèvement de la DCO et l'augmentation de la charge organique est propre à chaque eau usée (STOVER et KINCANNON, 1976C). Vu que cette relation permet de déterminer le dimensionnement de DBR, il est donc essentiel de faire des tests en laboratoire avec l'eau usée à traiter pour pouvoir établir cette relation.

Dans le cas des eaux usées d'abattoirs, si l'on trace la courbe du pourcentage d'enlèvement de la DCO en fonction de la charge organique (poids/jour.volume), on

obtient une courbe semi-logarithmique caractéristique. À partir de cette courbe, on détermine, selon l'eau usée à traiter, le degré désiré d'enlèvement de la DCO et on trouve sur la courbe, la charge organique à appliquer au système. On pourra ensuite calculer la surface nécessaire selon l'équation 4.7, en sachant, selon le matériau utilisé, à combien de m^2 correspond un m^3 de disque.

$$\text{Surface nécessaire (} m^2 \text{)} = \frac{\text{kg DCO/jour à traiter} \times x \text{ (} m^2/m^3 \text{)}}{\text{kg DCO/jour} \cdot m^3 \text{ (déterminé par la courbe)}} \quad (4.7)$$

où x représente la surface volumique du matériau utilisé pour les disques (m^2/m^3).

STOVER et KINCANNON (1976B) ont pu ainsi calculer le dimensionnement nécessaire pour obtenir 80% d'enlèvement de la DCO avec une moyenne de 1 000 mg/L de DCO, un débit de 94 600 L/j (25 000 g/j), une charge hydraulique de 20,4 L/j. m^2 (0,5 g/j. p^2) et une charge organique de 0,02 kg DCO /j. m^2 (0,004 lb DCO/j. p^2). L'unité de traitement comprendrait 390 disques de 4,27 mètres de diamètre (14 pieds).

4.2.3 Le traitement par boues activées

Le traitement par boues activées consiste à mélanger une culture bactérienne en suspension avec l'eau à traiter et à fournir de l'oxygène. Après le traitement, les bactéries et l'eau sont séparées par décantation et la majorité des bactéries est retournée au réacteur où le cycle recommence, comme le démontre la figure 4.3.

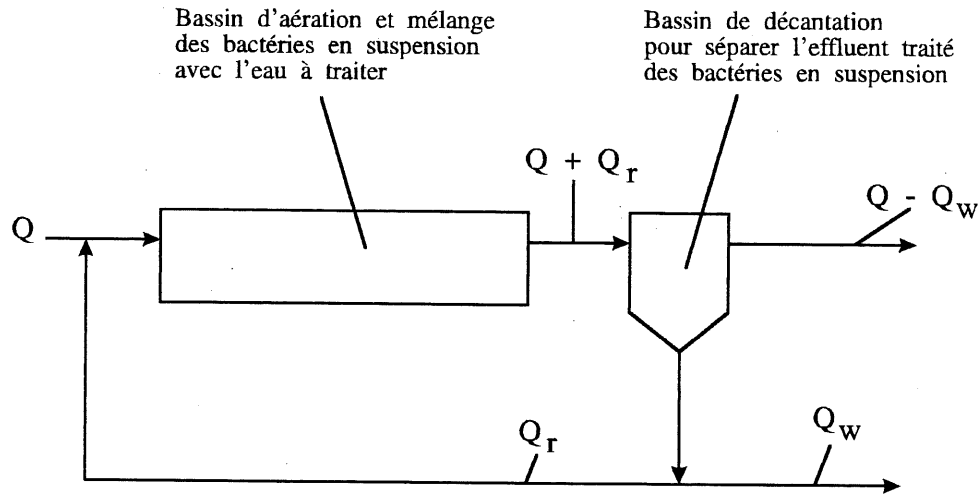


Figure 4.3: Schéma d'un traitement par boues activées. Q représente le débit de l'affluent; Q_r = débit de boues activées recyclées après décantation; Q_w = débit de vidange des boues activées après décantation et $Q - Q_w$ = débit de l'effluent. Tiré de (TCHOBANOGLIOUS et SCHROEDER, 1985).

Le temps de résidence des microorganismes dans le système est défini comme étant l'âge des boues et calculé selon l'équation 4.8:

$$\theta_c = \frac{(V_a + V_s) X}{Q_w X_r + (Q - Q_w) X_e} \quad (4.8)$$

où θ_c représente l'âge des boues (j); V_a = le volume du bassin d'aération (m^3); V_s = le volume du bassin de décantation (m^3); X = la concentration moyenne des solides suspendus dans le bassin d'aération (g/m^3); Q_w = le débit de vidange des boues (m^3/j);

X_r = la concentration des boues recyclées (g/m^3); Q = le débit de l'affluent (m^3/j) et X_e = la concentration de l'effluent en solides suspendus (g/m^3).

Le taux d'enlèvement de la matière organique est défini par la relation suivante (équation 4.9):

$$r_0 = - \frac{k C X}{K + C} \quad (4.9)$$

où r_0 représente le taux d'enlèvement de la matière organique ($\text{g/m}^3.\text{j}$); k = le taux de croissance spécifique maximum (bactérien) (j^{-1}); C = la concentration de la matière organique (normalement en $\text{DBO}_{\text{ultime}}$) (g/m^3); X = MLVSS (g/m^3) et K = la constante de demi-saturation (g/m^3).

Dans ce système, les bactéries seront reproduites à un taux décrit par l'équation 4.10:

$$r_g = Y \frac{k C X - (k_d X)}{K + C} \quad (4.10)$$

où r_g représente le taux de croissance des cellules ($\text{g/m}^3.\text{j}$); Y = coefficient de rendement des cellules (g de cellules produites/ g de matière organique enlevé) et k_d = coefficient de soutien (métabolisme basal des bactéries) (j^{-1}) et X = MLVSS (g/m^3).

Il est important de considérer le taux d'utilisation de l'oxygène par le système pour bien dimensionner l'aérateur. L'équation 4.11 présente la relation entre le taux d'utilisation de l'oxygène, le taux d'enlèvement de la matière organique et le taux de croissance des cellules.

$$r_{O_2} = r_O^* + 1.42 r_g \quad (4.11)$$

où r_{O_2} représente le taux d'utilisation de l'oxygène ($\text{g/m}^3 \cdot \text{h}$); r_O^* = taux d'utilisation de la matière organique (en $\text{DBO}_{\text{ultime}}$) ($\text{g/m}^3 \cdot \text{h}$). r_{O_2} sera négatif, car r_O^* est négatif et plus élevé en valeur absolue que r_g .

Toutes ces relations sont tirées de TCHOBANOGLOUS et SCHROEDER (1985) et servent à dimensionner le système de traitement. Pour ce faire, il faudra nécessairement déterminer toutes les variables et les coefficients en laboratoire (LOVETT et coll., 1984).

Le traitement par boues activées est reconnu pour obtenir de très bons résultats pour l'enlèvement de la matière organique. Malgré cette efficacité reconnue, son utilisation n'est pas répandue pour les abattoirs, vu son coût élevé à la réalisation ainsi qu'à l'opération (HEDDLE, 1979). Les eaux usées d'abattoirs se traitent bien par ce procédé, d'ailleurs, mieux que les eaux usées domestiques (HEDDLE, 1979).

Il a été déterminé que pour les eaux usées d'abattoirs, un θ_c entre 5 et 20 jours offre un bon traitement, comme le démontre le tableau 4.2.

Tableau 4.2: Performance (% d'enlèvement) du traitement par boues activées à trois θ_c différents.

Paramètre	θ_c (jours)		
	5	10	20
DCO	95	94	96
Phosphore	89	60	60
NTK	89	95	97

Tiré de (LOVETT et coll., 1984).

Dans le but de reproduire les conditions présentes en usine, LOVETT et coll. (1984) ont soumis un système de boues activées à une charge intermittente (application de charge pendant 8 heures et 16 heures d'arrêt de charge). Le système a mieux répondu dans ces conditions qu'en alimentation continue. Le tableau 4.3 représente le rendement des deux procédés.

Tableau 4.3: Performance (% d'enlèvement) du traitement par boues activées opéré en mode continu et intermittent.

Paramètre	Continu	Intermittent
DCO	94±1	97-98±1
Phosphore	60	56-96
NTK	95	89-96

Tiré de (LOVETT et coll., 1984).

Avec une charge organique intermittente, la production observée de biomasse (Y_{obs}) est plus basse et le taux d'utilisation du substrat est plus élevé. Les boues possèdent aussi une meilleure floculation et une plus grande stabilité des floes (LOVETT et coll., 1984).

Dans ce traitement, la quantité d'oxygène à apporter au système représente une donnée importante, car elle correspond à une grande dépense d'énergie, donc, monétaire. Ainsi, déterminer le plus bas niveau d'oxygène à apporter pour obtenir le traitement désiré revêt une grande importance. TRAVERS et LOVETT (1984) ont testé différentes concentrations d'oxygène dissout (OD) pour en déterminer les effets. Avec un système où la charge organique est intermittente, il est possible, avec 0,2 mg/L d'OD, d'obtenir une meilleure performance qu'avec un système en continu avec 1,4 mg/L d'OD. La majorité du traitement se fait lors de l'interruption de la charge. L'oxygène dissout diminue en période d'application de charge et augmente pendant la nuit jusqu'à atteindre son niveau le plus élevé avant la reprise de l'application de la charge. Ceci, indiquant que la dégradation de la matière organique est terminée.

Le rapport entre la charge organique appliquée et la quantité de microorganismes (le ratio F:M), influence aussi la qualité du traitement. Plus le ratio sera faible, meilleur sera le traitement. Par exemple, si on veut approcher le maximum de DCO qu'il est possible d'enlever (entre 96% et 98% pour l'industrie des viandes), il faudra un ratio F:M très bas et beaucoup d'oxygène. Ceci s'avère très coûteux tant au niveau du dimensionnement que de la dépense énergétique d'opération (HEDDLE, 1979). Il devient donc primordial de concevoir le système afin d'atteindre les objectifs de traitement en travaillant avec un ratio F:M le plus élevé possible, et avec le moins d'oxygène possible. Il peut par contre arriver que dans ce cas, la nitrification n'ait pas lieu et devra être accomplie séparément (HEDDLE, 1979).

4.3 Réacteur à lit fluidisé

Ce traitement peut se faire de façon anaérobie ou aérobie tout dépendant si l'on incorpore ou non un aérateur dans le système. Le réacteur consiste en une tour remplie d'un matériau servant de support aux microorganismes. Ce support se présente sous forme de petites particules libres d'une matière inerte qui possède une grande surface. Par exemple, ce peut être du sable ou des particules de charbon activé.

L'eau usée circule par débit ascendant à travers le lit de particules. Une portion de l'effluent est recyclée et retournée à la base du réacteur après avoir été mélangée avec l'affluent. La hauteur occupée par le lit fluidisé dans le réacteur doit être contrôlée pour éviter une évacuation du support et des microorganismes.

Il est important, surtout dans le cas d'un traitement aérobie et d'une eau usée contenant beaucoup d'H et G, de pré-traiter l'eau à l'aide d'un traitement physico-chimique. On

évitera ainsi l'isolement des microorganismes par les matières grasses. Tout dépendant de la qualité de son effluent, le réacteur peut être suivi d'un bassin de décantation.

Ce traitement présente les avantages suivants: occupe peu d'espace, économique et obtient une très bonne rétention de la biomasse. D'ailleurs son évolution a mené à des réacteurs plus petits pour l'obtention d'une même qualité de traitement (LI et coll., 1987).

Avec un traitement anaérobie, TOLDRÁ et coll. (1987) ont réussi à enlever 75% de la $\text{DCO}_{\text{soluble}}$ à 35°C et avec un TRH de 8 heures et ce, pour une eau usée variant entre 340 et 680 mg/L de $\text{DCO}_{\text{totale}}$. Il y a eu production de méthane mais une eau usée plus concentrée serait nécessaire pour obtenir une production satisfaisante (TOLDRÁ et coll., 1987).

Lors d'un traitement aérobie, on peut arriver à de très bons résultats, soit jusqu'à 94% d'enlèvement de la DBO, 84% pour les H et G, 73% pour l'azote ammoniacal ($\text{NH}_3\text{-N}$) et 82% pour les MES. Ces résultats ont été obtenus avec un taux de charge organique assez élevé, soit 20 kg de DBO/m³.j. Cette étude a été réalisée sur une eau préalablement traitée physico-chimiquement. L'effluent était de très bonne qualité, soit 40 mg/L en DBO, 10 mg/mL en H et G, 20 mg/mL en $\text{NH}_3\text{-N}$ et 25 mg/mL en MES (LI et coll., 1987).

La diminution de l'azote ammoniacal prouve que la nitrification est possible avec ce traitement. Il semblerait que la capacité du support à bien retenir la biomasse serait à la base de cette caractéristique. Malgré le fait que les bactéries nitrifiantes ont un taux de croissance plus faible et sont moins compétitives pour l'oxygène, elles réussissent quand même à oxyder l'azote ammoniacal vu les niches qu'elles peuvent occuper dans le support (LI et coll., 1987).

4.4 Les lagunes

Ce type de traitement comprend des lagunes (aussi appelées étangs) anaérobies et aérobies. Elles ont été regroupées ici dans une même section, car elles sont souvent réunies dans une même séquence de traitement.

Les lagunes sont simplement une étendue (lac artificiel) d'environ un mètre de profondeur dans laquelle l'eau usée repose un certain temps et en ressort épurée. La surface des lagunes est déterminée par la concentration et le débit journalier de l'eau usée à traiter. La demande en espace peut être très importante vu les temps de rétention très longs, souvent comptés en terme de plusieurs jours. Étant situées à l'extérieur et pour la plupart peu profondes, elles sont particulièrement sensibles à nos hivers rigoureux, ce qui est un désavantage important comparativement aux systèmes de traitement intérieurs. Bien que certaines peuvent être mieux isolées soit grâce à leur profondeur ou par la couche de boue et/ou de mousse présente à leur surface, elles restent fragiles aux températures extérieures.

4.4.1 Lagunes anaérobies

Elles sont normalement situées en tête de traitement et reçoivent donc les eaux usées non traitées ou celles ayant passé par une FAD pour enlever les H et G. Comme les autres traitements anaérobies, elles supportent bien les fortes charges organiques (WITHEROW, 1976) ainsi que de grandes variations de la charge organique (COERVER, 1970). Leur capacité de traitement n'est aussi aucunement dérangée par une charge organique intermittente (ENDERS et coll., 1968). Les lagunes anaérobies peuvent être plus profondes (jusqu'à 3 mètres ou 10 pieds), et normalement, une couche d'écume ou de boues se forme à leur surface (WITHEROW, 1976). La profondeur permet de minimiser

la surface nécessaire, et aussi, avec la couche de boues de surface, une meilleure isolation thermique du système (COERVER, 1970). Le faible ratio surface/volume diminue aussi la ré-aération de la surface (WITHEROW, 1976).

Les odeurs potentielles lors d'un traitement anaérobie peuvent être diminuées grâce à la couche de surface, mais, si toutes les conditions du traitement anaérobie sont réunies, il est possible d'opérer sans odeur nuisible (COERVER, 1970). On retrouve dans ces lagunes la même activité bactérienne que dans un digesteur anaérobie normal, soit la décomposition des produits volatils en gaz, dont le CH_4 (ENDERS et coll., 1968). Il ne faut toutefois pas penser à récupérer les biogaz, vu la très grande surface des lagunes.

En ce qui a trait à la performance, les lagunes anaérobies produisent des effluents rejtables dans les égouts municipaux, mais la grande quantité de DBO_5 restante empêche le rejet directement dans un cours d'eau. Toutefois, le traitement anaérobie prépare très bien les eaux usées au traitement aérobie. En effet, des lagunes aérobies qui reçoivent l'effluent d'une lagune anaérobie peuvent fonctionner avec une charge organique de trois fois supérieure à celle pour laquelle elles ont été conçues; probablement parce que le traitement anaérobie a rendu la matière organique plus disponible aux microorganismes aérobies (ROLLAG et DORNBUSH, 1966).

Dans un abattoir de porcs de grande capacité (3 800 porcs/jour), le pourcentage d'enlèvement de la DBO_5 a varié entre 56 et 72% selon la date de l'échantillonnage (WYMORE et WHITE, 1968).

Lors du traitement anaérobie, il y a transformation de l'azote des protéines en azote ammoniacal (WYMORE et WHITE, 1968). Aucune nitrification n'est possible vu l'absence d'oxygène. On verra donc une augmentation du paramètre $\text{NH}_3\text{-N}$. Le soufre

présent est transformé en sulfure d'hydrogène (H_2S), produisant une senteur d'oeufs pourris. Le phosphate subit une légère diminution mais l'effluent en contient encore beaucoup (WYMORE et WHITE, 1968).

4.4.2 Lagunes aérobies

L'effluent des lagunes anaérobies nécessite donc un traitement subséquent par un processus aérobie. Si pour un procédé donné on a choisi la lagune anaérobie, il est normal de continuer avec une lagune aérobie, aussi appelée étang de stabilisation ou d'oxydation. Pour ce type de lagune, des algues et non des bactéries accomplissent principalement le traitement. On retrouve principalement la *Chlorella*, la *Scenedesmus* et l'*Oscillatoria* (JAYANGOUDAR et coll., 1984; HOROSAWA, 1968; WYMORE et WHITE, 1968). La lagune aérobie est peu profonde (environ 1,2 m, soit 4 pieds), un minimum de 0,9 m (3 pieds) étant nécessaire pour empêcher la pousse des plantes (WITHEROW, 1976).

Lorsqu'utilisée seule, le rendement des lagunes aérobies n'est pas très élevé, soit environ 30% pour la DBO_5 et la DCO, et environ 40% pour les MES (DUARTE et coll., 1987). Il semblerait que leur capacité d'élimination des polluants est limitée et inconsistante. La production d'algues est un désavantage, car elle cause l'augmentation des MES et du pH (WITHEROW, 1976).

4.4.3 Lagunes aérées

Pour augmenter la capacité d'une lagune aérobie, on peut lui fournir de l'oxygène par l'ajout d'un procédé d'aération, soit une série de tuyaux situés au fond de la lagune (alimentés par des pompes) ou un aérateur de surface. Dans ce cas, un design particulier

plus profond (2,4 m à 4,57 m, soit de 8 à 15 pieds) peut être utilisé (WITHEROW, 1976). Le type d'aération doit être dimensionné selon sa capacité à mélanger les microorganismes avec les eaux usées et l'oxygène, et aussi, selon la quantité d'oxygène à apporter à l'eau (WITHEROW, 1976; MCKINNEY, 1970). À ce titre, l'aérateur mécanique de surface est supérieur à la diffusion d'air par le fond (MCKINNEY, 1970). L'aération produisant un bon mélange entre l'eau et les microorganismes, on doit ajouter un étang de décantation au schéma de traitement. Pour ce qui est de la puissance de l'aérateur, on devra calculer la quantité d'oxygène nécessaire à la décomposition de la DBO₅ et la respiration endogène des bactéries, en utilisant la formule 4.12:

$$O_2 \text{ nécessaire (kg/jour)} = a \times DBO_5 + b \times MLVSS \quad (4.12)$$

où DBO₅ représente la quantité de DBO₅ de l'affluent et MLVSS = quantité de solides volatils en suspension de la liqueur mixte nécessaire pour l'obtention d'un traitement efficace; a et b sont des coefficients pouvant être déterminés expérimentalement ou par approximation en comparant avec un système similaire traitant un affluent semblable (WITHEROW, 1976).

Pour une lagune aérée située après une lagune anaérobie, il a été possible d'obtenir les résultats présentés au tableau 4.4.

Tableau 4.4: Performances d'une lagune aérée traitant des eaux usées préalablement traitées par une lagune anaérobie.

Paramètre	Efficacité d'enlèvement (%)
DBO ₅	91.4
Huiles et Graisses	93
MES	83.3

Tiré de (WYMORE et WHITE, 1968).

4.4.4 Lagunes à aération prolongée

Appelées "Extended Aerated Lagoons", elles sont une variante des boues activées et fonctionnent de façon séquentielle. Tout d'abord, une valve empêche l'effluent de sortir de la lagune et un aérateur est mis en fonction durant les heures de travail de l'abattoir. Ensuite, pendant quelques heures, l'aérateur est arrêté, permettant le dépôt des microorganismes. On laisse ensuite sortir l'effluent clarifié et le cycle recommence. Le tableau 4.5 présente les performances de ce traitement avec un rapport F:M de 0,027 kg DBO₅/kg de MLVSS (0,06 lb DBO₅/lb), un TRH de 9,8 jours et un TRS de 64 jours.

Tableau 4.5: Performances de la lagune à aération prolongée.

Paramètre	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Efficacité d'enlèvement (%)
DBO ₅	714,8	17	98
DCO	1630,2	121,6	93
MES	535,8	65,4	88
H et G	138,6	11,9	91
NH ₃ -N	12,5	1,9	95
Azote Total (Kjeldhal)	79,0	7,8	90
Phosphore	11,0	3,3	71

Tiré de (WITHEROW, 1976).

Il est à noter qu'il y a eu dénitrification, un avantage du traitement en plus des faibles coûts de construction et d'opération. Ce traitement accepte aussi les variations de la charge organique et produit une faible quantité de boues (WITHEROW, 1976).

4.4.5 Grandeur et localisation

Vu la probabilité de production d'odeurs, toute lagune devrait être située le plus loin possible des zones urbaines. Pour ce qui est de leur étendue, cela dépendra de l'affluent à traiter ainsi que du niveau de traitement désiré. Pour un traitement complet (lagunes anaérobies et aérobies), la superficie totale peut atteindre plusieurs acres. Par exemple, pour un abattage de 3 800 porcs/jour, on peut retrouver une surface pouvant aller jusqu'à 10,55 acres, soit plus de 42 600 m² (WYMORE et WHITE, 1968).

4.5 Le traitement par les plantes aquatiques.

La capacité des plantes aquatiques à utiliser des nutriments comme l'azote et le phosphore les rendent capables d'effectuer un certain traitement des eaux usées domestiques et industrielles. FINLAYSON et CHICK (1983) ont effectué des test avec trois plantes émergentes différentes pour le traitement des eaux usées d'un abattoir de volaille en Australie. Les plantes utilisées étaient le scirpe (*Scirpus validus*) et deux roseaux, la phragmite (*Phragmites australis*) et le typha (deux espèces, le *Typha domingensis* et le *Thypha orientalis*). L'abattoir avait un débit de 30 à 50 m³ par jour. Le temps de rétention théorique était de 2,7 à 3,6 jours.

Il n'y a aucune mention de l'efficacité de l'enlèvement de la DBO ou de la DCO dans cette étude, les auteurs s'étant concentrés sur l'azote, le phosphore et les MES. Des trois espèces, le *Scirpus validus* a été la plus efficace avec l'élimination de 56% de l'azote de Kjeldhal, 61% du phosphore total et 89% des MES. Ces dernières ont diminué principalement par l'effet de filtre du milieu. Le tableau 4.6 présente la performance des trois plantes vis-à-vis l'azote total et le phosphore total.

Tableau 4.6: Performances (% d'enlèvement) de l'azote total et du phosphore total par trois plantes aquatiques émergentes différentes.

Paramètre	<i>Typha</i>	<i>Phragmite</i>	<i>Scirpe</i>
Azote total	42%	62%	74%
Phosphore total	68%	68%	79%

Tiré de (FINLAYSON et CHICK, 1983).

Pour le traitement de 200 m³/semaine de cet effluent avec le *Scirpus validus*, il faudrait 51 tranchées de 20 mètres de long, 1,8 mètre de large et 50 cm de profond, ce qui représente 1836 m² (FINLAYSON et CHICK, 1983).

Aucune donnée sur le comportement de ce système en hiver n'était mentionné, mais on peut supposer certains problèmes. Une notion importante a été relevée par FINLAYSON et CHICK (1983), à savoir qu'il est important d'effectuer le traitement avec des plantes indigènes pour éviter l'introduction de nouvelles plantes dans un habitat donné.

CONCLUSION

Les eaux usées d'abattoirs sont nuisibles pour l'environnement et doivent par conséquent être traitées. Malgré les multiples façon de traiter l'eau, le choix des traitements est restreint soit par les caractéristiques de l'eau à traiter, nos conditions climatiques, l'espace disponible ou par le coût des investissements nécessaires.

Il semble que le Québec se soit doté de traitements bien adaptés à sa situation. Le RBS représente un très bon système de traitement pour de petits et moyens volumes d'eaux usées avant le rejet dans un cours d'eau. Le traitement physico-chimique est tout indiqué pour réduire les H et G ainsi que la DBO_5 et la DCO avant le rejet dans les égouts. Dans ce cas, l'investissement de départ n'est pas perdu si jamais il y avait un resserrement des normes de rejet, ce qui est toujours possible. Il suffira d'ajouter en aval de ce traitement un traitement biologique aérobie, ce qui correspondrait au même schéma de traitement des eaux usées qu'un abattoir avant le rejet dans un cours d'eau.

En conclusion, on doit absolument traiter les eaux usées d'abattoirs et le choix du traitement réside dans une analyse approfondie de l'eau à traiter, des performances des différents traitements en laboratoire, en usine pilote et en usine de grandeur réelle, des coûts des différents traitements ainsi que des besoins de l'industrie. La performance d'une usine de traitement est souvent fonction de la compétence des opérateurs, de la bonne volonté de la compagnie ainsi que du suivi par les autorités municipales et gouvernementales.

BIBLIOGRAPHIE

- ANDERSON, G. K., DONNELLY, T. (1977) *Anaerobic digestion of high strenght industrial wastewaters*, The Public Health Engineer, vol. 5, n° 3, p. 64-71.
- ANONYME. (1985) *Waste treatment and odor removal in slaughter houses*, European Water and Sewage, vol. 89, n° 1076, p. 436-437.
- BEAUDRY, J.-P. (1984) *Traitement des eaux*, Ste-Foy, Les éditions Le Griffon d'argile inc., 231 p.
- BÉLANGER, D., BERGEVIN, P., LAPERRIÈRE, J., ZALOUM, R. (1985) *Conception, contrôle et efficacité d'un R.B.S. pour l'épuration des eaux usées d'un abattoir*, Comptes rendue du 8e symposium des eaux usées, AQTE, Montréal, p. 43-58.
- BOHM, J.-L. (1986) *Digestion anérobie des effluents d'abattoirs: épuration et production d'énergie*, Entropie, vol. 22, n° 130-131, p. 83-87.
- CATRY, J. M., OGER, L. (1984) *Traitement des effluents d'abattoir par flottation en vue de l'utilisation des résidus pour l'alimentation animale*, Tiré du livre de HOLLO, J. (1984) *Food industries and the environment*, Developments in Food Science, Amsterdam, Elsevier Science Publishers, vol. 9, p. 357-365.
- COERVER, J. F. (1970) *Anaerobic lagoon treatment of packing wastes in Louisiana*, 2nd International Symposium for Waste Treatment Lagoons, Kansas City, 23-25 juin 1970, p.354-359.
- COOPER, R. N., RUSSEL, J. M. (1982) *The current pollution control status of the New Zealand meat industry*, Inst Professional Engineers New Zealand/et al Water 4th Conf., Auckland, 24-26 août 1982, p. 339-345.
- COUILLARD, D., GARIEPY, S., TRAN, F. T. (1989) *Slaughterhouse effluent treatment by thermophilic aerobic process*, Water Research, vol. 23, n° 5, p. 573-579.
- DART, M. C. (1974) *Treatment of waste waters from the meat industry*, Process Biochemistry, vol. 9, n° 5, p. 11-14.

- DUARTE, A. C., ARROJA, L. M., DIEGUES, P. F., ROSADA, I., HALL, A., OLIVEIRA, J. B. (1987) *Treatment of slaughterhouse wastewaters in stabilization ponds*, Water Science and Technology, vol. 19, n° 12, p. 85-91.
- ENDERS, K. E., HAMMER, M. J., WEBER, C. L. (1968) *Field studies on an anaerobic lagoon treating slaughterhouse waste*, Proceedings Industrial Waste Conference, 22nd, Purdue University, Lafayette, IN, USA, 2-3-4 mai 1967, vol. 52, n° 3, p. 126-137.
- FAUP, G. M., GRANET, C. (1984) *Traitement des eaux résiduaires des industries agricoles et alimentaires- une vie d'avenir: des solutions expérimentées*, Tiré du livre de HOLLO, J. (1984) *Food industries and the environment*, Developments in Food Science, Amsterdam, Elsevier Science Publishers, vol. 9, p. 93-104.
- FINLAYSON, C. M., CHICK, A. J. (1983) *Testing the potential of aquatic plants to treat abattoir effluent*, Water Research, vol. 17, n° 4, p. 415-422.
- HADJINICOLAOU, J. (1989) *Evaluation of a controlled condition in a sequencing batch reactor pilot plant operation for treatment of slaughterhouse wastewaters*, Canadian Agricultural Engineering, vol. 31, n° 2, p. 249-264.
- HADJINICOLAOU, J. (1993) *Design and operational criteria of the sequencing batch reactor units for treatment of slaughterhouse effluent*, 1993 Joint CSCE-ASCE National Conference on Environmental Engineering, Montréal, 12-14 juillet 1993, p. 1899-1912.
- HARRISON, J. T., VIRARAGHAVAN, T., SOMMERSTAD, H. (1991) *Treatment of slaughterhouse effluent using an anaerobic filter*, Canadian Journal of Civil Engineering, vol. 18, n° 3, p. 436-445.
- HEDDLE, J. F. (1979) *Activated sludge treatment of slaughterhouse wastes with protein recovery*, Water research, vol. 13, n° 7, p. 581-584.
- HOROSAWA, I. (1968) *Stabilization pond treatment of slaughter-house wastes*, Proceedings of the Industrial Waste Conference, 23rd, Purdue University, Lafayette, IN, USA, p. 1178-1185.
- ILETT, K. J. (1980) *Dissolved air flotation and hydrocyclones for wastewater treatment and by-product recovery in the food process industries*, Water Services, vol. 84, n° 1007, p. 26-28.

- JAYANGOUDAR, I. S., SANGOLKAR, L. N., JAGANATHRAO, A. V., KRISHNAMOORTHY, K. P. (octobre 1984) *Stability of stabilization pond method for anaerobically treated slaughter house effluent*, Indian Journal of Environmental Health, vol. 26, n° 4, p. 335-345.
- KEMPA, E. S., MANCZAK, M. (1986) *Separation of fatty substances and settleable solids from wastewater generated by meat-processing industries*, 4th World Filtration Congress, revised edition, proceedings, Ostend, Belgique, 22-25 avril 1986, vol. 3, p. 9.9-9.15.
- KIESTRA, H., EGGERS, E. (1986) *Treatment of industrial wastewaters*, Water Science and Technology, Singapore, 28-31 mai 1985, vol. 18, n° 3, p. 5-16.
- LESSARD, S. (1984) *Étude des performances du traitement des effluents de l'industrie agro-alimentaire par réacteurs séquentiels au Québec*, Environnement Canada, contrat n° 30281.
- LI, C.-T., HWU, N.-T., WHANG, J. S. (1984) *Treatment of slaughterhouse wastewater by biofiltration tower*, Proceedings: Second International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Arlington, VA, USA, 10-12 juillet 1984, vol. 2, p. 1336-1359.
- LI, C. T., SHIEH, W. K., M., WU, C. S., HUANG, J. S. (août 1986) *Chemical/Bio-Fluidized Bed Treatment of Slaughterhouse Wastewater*, Journal of Environmental Engineering, vol. 112, n° 4, p. 718-728.
- LI, C. T., SHIEH, W. K., WU, C. S., HUANG J. S. (1987) *Treatment of slaughterhouse wastewater using fluidized bed biofilm reactors*, Water Science and Technology, vol. 19, n° 1-2, p. 1-10.
- LOVETT, D. A., TRAVERS, S. M., DAVEY, K. R. (1984) *Activated sludge treatment of abattoir wastewater-1*, Water Research, vol. 18, n° 4, p. 429-434.
- MACAULAY, M. N., STEBOR, T. W., BERNDT, C. L. (1987) *Aerobic contact pretreatment of slaughterhouse wastewater*, Purdue University Industrial Waste Conference Proceedings, 42nd, Purdue University, Lafayette, IN, USA, 12-14 mai 1987, p. 647-655.
- MCKINNEY, R. E. (1970) *State of the art-aerated lagoons*, 2nd International Symposium for Waste Treatment Lagoons, Kansas City, Missouri, USA, 23-25 juin 1970, p. 376-381.

- MIHALTZ, P., CZAKO, L. (1984) *Study of the purification of fat- and protein-containing wastewater by means of chemical coagulation and flotation*, Tiré du livre de HOLLO, J. (1984) *Food industries and the environment*, Developments in Food Science, Amsterdam, Elsevier Science Publishers, vol. 9, p. 347-355.
- MINISTÈRE DE L'ENVIRONNEMENT DU QUÉBEC (1991) *Volet industriel du programme d'assainissement des eaux du Québec, Bilan 1979-1991*, s.l., s.éd., 28 p.
- POLPRASERT, C., KEMMADAMRONG, P., TRAN, F. T. (1992) *Anaerobic Baffle Reactor (ABR) process for treating a slaughterhouse wastewater*, Environmental Technology, vol. 13, n° 9, p. 857-865.
- POUDRIER, R. (1990) *Communications personnelles provenant de tests réalisés lors d'un stage d'été en traitement des eaux à l'abattoir d'Olymel Société en Commandite à Princeville, Québec, lors de l'été 1990*.
- RAMIREZ, E. R., JOHNSON, D. L., CLEMENS, O. A. (1976) *Direct comparison in physiochemical treatment of packinghouse wastewater between dissolved air and electroflotation*, Purdue University Industrial Waste Conference, 31st, Purdue University, Lafayette, IN, USA, 4-6 mai 1976, p. 563-573.
- RÉCZEY, I. (1984) *Épuration des eaux résiduaires des abattoirs*, Tiré du livre de HOLLO, J. (1984) *Food industries and the environment*, Developments in Food Science, Amsterdam, Elsevier Science Publishers, vol. 9, p. 337-345.
- ROLLAG, D. A., DORNBUSH, J. N. (novembre 1966) *Design and performance evaluation of an anaerobic stabilization pond system for meat-processing wastes*, Journal Water Pollution Control Federation, vol. 38, n° 11, p. 1805-1812.
- ROUSEV, IV., GRIGOROV, V. (1984) *New industrial technology and equipment for mechanical and physical-chemical purification of wastewater from meat production plants*, Tiré du livre de HOLLO, J. (1984) *Food industries and the environment*, Developments in Food Science, Amsterdam, Elsevier Science Publishers, vol. 9, p. 327-336.
- RUSTEN, B., EIKEBROKK, B., THORVALDSEN, G. (1990) *Coagulation as pretreatment of food industry wastewater*, Water Science and Technology, vol. 22, n° 9, p. 1-8.

- SACHON, G. (1984) *Traitements des eaux résiduaires des abattoirs de bétail, éléments techniques pour le choix d'une filière d'épuration*, Tiré du livre de HOLLO, J. (1984) *Food industries and the environment, Developments in Food Science*, Amsterdam, Elsevier Science Publishers, vol. 9, p. 293-305.
- SASTRY, C. A., MOHANRAO, G. J. (1963) *Anaerobic digestion of industrial wastes, Environmental Health (India)*, n° 5, p. 279-288.
- SAYED, S., DE ZEEUW, W., LETTINGA, G. (1984) *Anaerobic treatment of slaughterhouse waste using a flocculant sludge UASB reactor*, *Agricultural Wastes*, vol. 11, n° 3, p. 197-226.
- SAYED, S., VAN CAMPEN, L., LETTINGA, G. (1987) *Anaerobic treatment of slaughterhouse waste using a granular sludge UASB reactor*, *Biological Wastes*, vol. 21, n° 1, p. 11-28.
- SAYED, S., DE ZEEUM, W. (1988) *The performance of a continuously operated flocculent sludge UASB reactor with slaughterhouse wastewater*, *Biological Wastes*, vol. 24, n° 3, p. 199-212.
- SAYED, S. K. I., VAN DER SPOEL, H. TRUIJEN, G. J. P. (1993) *A complete treatment of slaughterhouse wastewater combined with sludge stabilization using two stage high rate UASB process*, *Water Science and Technology*, vol. 27, n° 9, p. 83-90.
- SHERMAN, R. J. (juin 1979) *Pretreatment of proteinaceous food processing wastewaters with lignin sulfonates*, *Food Technology*, vol. 33, n° 6, p. 50-53.
- STEBOR, T. W., MACAULAY, M. N., BERNDT, C. L. (1987) *Anaerobic contact pretreatment of slaughterhouse wastewater*, *Georgia Tech Research Institute Food Processing Waste Conference*, Atlanta, USA, 1-2 septembre 1987.
- STOVER, E. L., KINCANNON, D. F. (mai-juin 1976A) *Rotating disc process treats slaughterhouse waste*, *Industrial Wastes*, vol. 22, n° 3, p. 33-35.
- STOVER, E. L., KINCANNON, D. F. (juillet-août 1976B) *Rotating disc process treats slaughterhouse waste part 2*, *Industrial Wastes*, vol. 22, n° 4, p. 22-24.
- STOVER, E. L., KINCANNON, D. F. (mars 1976C) *Evaluating rotating biological contactor performance*, *Water and Sewage Works*, vol. 123, n° 3, p. 88-91.

- TCHOBANOGLIOUS, G., SCHROEDER, E. D. (1985) *Water Quality*, s.l., Addison-Wesley Publishing Company, 768 p.
- TOLDRÁ, F., FLORS, A., LEQUERICA, J. L., VALLÉS, S. (1987) *Fluidized bed anaerobic biodegradation of food industry wastewaters*, Biological Wastes, vol. 21, n° 1, p. 55-61.
- TRAVERS, S. M., LOVETT, D. A. (1984) *Activated sludge treatment of abattoir wastewater-2*, Water Research, vol. 18, n° 4, p. 435-439.
- ULMGREN, L. (avril 1975) *Swedish experiences in chemical treatment of wastewater*, Journal Water Pollution Control Federation, vol. 47, n° 4, p. 696-703.
- VENKATARAMAN, R., SASTRY, C. A., RAMALINGAM, S. (janvier 1992) *Rotating Biological Contactor (RBC)- Advantages and applications for treating biodegradable effluents*, Indian Journal of Environmental Protection, vol. 12, n° 1, p. 35-45.
- WEBER, T. J., HULL, C. A. (1979) *Biological nitrification in a slaughterhouse wastewater treatment plant*, Proceedings Industrial Waste Conference, 34th, Purdue University, Lafayette, IN, USA, 8-10 mai 1979, p. 413-420.
- WILKIE, A., COLLERAN, E. (1988) *Microbiological aspects of anaerobic digestion*, Anaerobic Treatment of Industrial Wastewaters Pollution Technology Review, edited by Michael F. Torpy, Noyes Data Corporation, Park Ridge, New-Jersey, USA, no. 154, p. 35-48.
- WITHEROW, J. L. (1976) *Waste treatment for small meat and poultry plants*, Proceedings Seventh National Symposium on Food Processing Wastes, 7-9 avril 1976, p. 367-409.
- WITHEROW, J. L., TARQUIN, A. J., ROWE, M. L. (1976) *Manual of practice-Wastewater treatment for small meat and poultry plants*, E.P.A., 69 p.
- WOLIN, M. J., MILLER, T. L. (1982) *Interspecies Hydrogen Transfer: 15 Years Later*, American Society for Microbiology News (ASM News), vol. 48, n° 12, p. 561-565.
- WYMORE, A. H., WHITE, J. E. (1968) *Treatment of a slaughterhouse waste using anaerobic and aerated lagoons*, Proceedings of the Industrial Waste Conference, 23rd, Purdue University, Lafayette, IN, USA, p. 601-618.

ZEEVALKINK, J. A. (1984) *Anaerobic treatment of effluents from the food industry: a promising development*, Tiré du livre de HOLLO, J. (1984) *Food industries and the environment*, Developments in Food Science, Amsterdam, Elsevier Science Publishers, vol 9, p. 105-116.

